

**UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID**  
**FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS**



**TESIS DOCTORAL**

**Transferencia de materia en tanques agitados : disolución de  
sólidos puros**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR  
PRESENTADA POR

**Antonio de Lucas Martínez**

DIRECTORES:

**José Luis Sotelo Sánchez**  
**Enrique Costa Novella**

**Madrid, 2015**



UNIVERSIDAD COMPLUTENSE



55326704617

# TRANSFERENCIA DE MATERIA EN TANQUES AGITADOS: DISOLUCION DE SOLIDOS PUROS

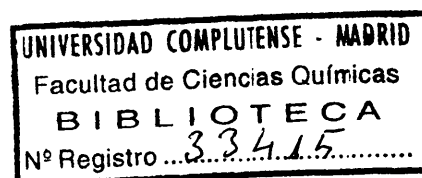


MEMORIA

que para optar al grado de Doctor presenta: a

ANTONIO DE LUCAS MARTINEZ

516527549  
638195872



Madrid, 1977

A mis padres.

## RECONOCIMIENTO

La presente investigación, se realizó en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid, bajo la dirección de los Catedráticos Dr. D. Enrique Costa Novella y Dr. D. José Luis Sotelo Sancho, en quienes siempre encontré el estímulo, la ayuda y consejos que posibilitaron mi labor, y a quienes expreso aquí mi mas sincero agradecimiento.

Quiero agradecer también al Profesor Adjunto Dr. D. Guillermo Calleja Pardo, su continua orientación y ayuda, y a todos mis compañeros de Cátedra, y especialmente a D. Joaquín Torregrosa Anton y D. José Aguado Alonso, su desinteresada colaboración en cuantas ocasiones me fué necesaria.

Conste tambien mi gratitud a todo el Claustro de Profesores de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad Complutense de Madrid donde cursé todos mis estudios y a quienes debo toda mi formación científica y técnica.

Finalmente debo expresar también mi reconocimiento al Ministerio de Educación y Ciencia por la beca que me otorgó durante el desarrollo de mi trabajo y la ayuda económica prestada para la adquisición del material necesario.

## INDICE

1. RESUMEN	1
2. INTRODUCCION	6
2.1. Generalidades	6
2.2. Transferencia de materia a través de la fase líquida	12
2.3. Disolución de sólidos en tanques agitados: Modelo matemático	14
2.3.1. Velocidad de disolución	14
2.4. Estudios sobre la transferencia de materia en sistemas sólido-líquido	18
2.4.1. Transferencia de materia entre una superficie sólida fija en el espacio y un fluido	18
2.4.2. Transferencia de materia en lechos de partículas	23
2.4.3. Transferencia de materia en recipientes agitados	26
2.5. Objeto y alcance de la presente investigación	34
3. APARATO	40
3.1. Instalación de laboratorio	40
3.1.1. Sistema de contacto	42

3.1.2. Sistema de agitación, medida y control	42
3.1.3. Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura	42
3.2. Instalación de planta piloto	43
3.2.1. Sistema de contacto	45
3.2.2. Sistema de agitación, medida y control	46
3.2.3. Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura	47
4. MATERIALES Y PROCEDIMIENTO	48
4.1. Productos utilizados	48
4.2. Procedimiento operativo	49
4.2.1. Instalación de laboratorio	49
4.2.2. Instalación de planta piloto	52
4.2.3. Propiedades físicas de los distintos sistemas	54
5. RESULTADOS EXPERIMENTALES	55
5.1. Instalación de laboratorio	55
5.1.1. Tanques cilíndricos	
a) Sistema ácido benzóico-agua	55
b) Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa	60
c) Sistema ácido bórico-agua	61
5.1.2. Tanques esféricos	63
a) Sistema ácido benzóico-agua	63
b) Sistema ácido bórico-agua	66
c) Sistema cloruro sódico-agua	66
5.2. Instalación de planta piloto	69
5.2.1. Sistema ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua	69
5.2.2. Sistema cloruro sódico-agua	70
6. DISCUSION DE LOS RESULTADOS	105
6.1. Consideraciones previas	105
6.2. Instalacion de laboratorio	107
6.2.1. Tanques cilíndricos	107

a) <i>Sistema ácido benzóico-agua</i>	107
b) <i>Sistema ácido benzóico-disoluciones         acuosas de sacarosa</i>	123
c) <i>Sistema ácido bórico-agua</i>	127
d) <i>Generalización de los resultados</i>	131
6.2.2. Tanques esféricos	137
a) <i>Sistema ácido benzóico-agua</i>	137
b) <i>Sistema ácido bórico-agua</i>	147
c) <i>Sistema cloruro sódico-agua</i>	148
d) <i>Generalización de los resultados</i>	150
6.3. Instalación de planta piloto	156
6.4. Comparación entre tanques cilíndricos y esféricos	159
6.5. Comparación con los resultados obtenidos por otros investigadores	161
7. CONCLUSIONES	223
8. RECOMENDACIONES	226
9. APENDICES	227
9.1. Aparato: detalles y accesorios	227
9.1.1. Instalación de laboratorio	227
9.1.2. Instalación de planta piloto	232
9.2. Características de las partículas sólidas	232
9.2.1. Partículas sólidas de forma regular	232
9.2.2. Partículas sólidas de forma irregular	237
9.3. Propiedades físicas de los sistemas sólido-líquido	238
9.3.1. Densidad del sólido	238
9.3.2. Densidad del líquido	238
9.3.3. Viscosidad del líquido	240
9.3.4. Solubilidad del sólido	241
9.3.5. Difusividad	242
9.4. Procedimiento	243
9.4.1. Técnica analítica: detalles	243
9.4.2. Integración del modelo matemático	249
9.4.3. Cálculo de un experimento completo	252

9.4.4. Correlación de las variables que afectan al  
coeficiente de transferencia de materia  $K_L$  258

NOMENCLATURA 261

BIBLIOGRAFIA 268



## 1. RESUMEN

La investigación motivo de esta tesis doctoral, forma parte del programa que se viene desarrollando en el laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Químicas de la Universidad Complutense de Madrid sobre transferencia de materia.

En esta memoria, se informa sobre los resultados obtenidos en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia a través de la fase líquida en procesos de disolución de sólidos puros, en recipientes agitados, tanto cilíndricos como esféricos, de diversos tamaños.

A tal fin se preparó una instalación de laboratorio y otra de mayor escala o piloto para el desarrollo de los experimentos. Cada una de estas instalaciones estaba constituida básicamente por un tanque de vidrio dotado del correspondiente sistema de agitación, con su equipo de medida y control, y de un sistema de calefacción de temperatura controlada. De tal forma, se pudo comprobar la validez de la extrapolación de los resultados obtenidos en el laboratorio a la escala de la planta piloto.

Se utilizaron cuatro sistemas: ácido benzóico-agua, ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa, ácido bórico-agua

y cloruro sódico-agua, determinándose en cada caso la cantidad de sólido disuelto en función del tiempo mediante volumetría ácido-base o volumetría de precipitación, según el sistema de que se tratase.

Se seleccionaron las variables más significativas que era de esperar afectasen al coeficiente de transferencia de materia, y tras reunir las consecuentemente en grupos adimensionales, se estudió la influencia de las mismas. Las variables consideradas fueron: diámetro del tanque ( $d$ ), diámetro del agitador ( $T$ ), altura de líquido en el tanque ( $H$ ), distancia del agitador al fondo del tanque ( $h_R$ ), velocidad de agitación ( $n$ ), viscosidad del líquido ( $\mu$ ), densidad del líquido ( $\rho$ ), densidad del sólido ( $\rho_s$ ), difusividad del sólido en el líquido ( $D$ ), diámetro de las partículas sólidas ( $d_p$ ), número de las partículas sólidas ( $N_p$ ) y factor de forma de las partículas sólidas ( $\gamma$ ).

Se estableció un modelo matemático para el proceso de disolución en régimen no estacionario, cuya ecuación diferencial simplificada, tras ser integrada, permitía expresar el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $K_L$ , en función de las variables medibles de cada experimento.

Analizada experimentalmente, la influencia de los diversos grupos adimensionales, sobre el coeficiente de transferencia de materia, se obtuvieron las siguientes ecuaciones empíricas, capaces de reproducir los datos experimentales con errores inferiores al 5%:

Para el tanque cilíndrico de 15 cm de diámetro:

$$\frac{K_L d}{D} = 1,45 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057}$$

si  $Re_i = \frac{n T^2 \rho}{\mu} \geq Re_c$  ( $Re_c = 27.000$ ) y

$$\frac{K_L d}{D} = 49,53 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,27} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057}$$

si  $Re_i \leq Re_c$  ( $Re_c = 27.000$ )

y para tanques esféricos de 21,6 cm de diámetro:

$$\frac{K_L d}{D} = 1,71 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104}$$

si  $Re_i \geq Re_c$  ( $Re_c = 24.000$ ) y

$$\frac{K_L d}{D} = 66,5 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,27} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104}$$

si  $Re_i \leq Re_c$  ( $Re_c = 24.000$ ).

Los valores del número de Reynolds crítico ( $Re_c$ ) correspondiente a las condiciones mínimas necesarias para la total suspensión de las partículas sólidas, se determinó experimentalmente para los diversos tanques resultando coincidentes con los correspondientes valores citados en la bibliografía y determinados por métodos muy diferentes.

Se comprobó tanto en los experimentos de laboratorio como en los de planta piloto, que las correlaciones anteriores son aplicables a tanques geométricamente semejantes de cualquier tamaño, (siempre que las partículas sólidas estén totalmente suspendidas,  $Re_i \geq Re_c$ ) sin que en nuestro caso resultase significativo el denominado efecto de pared en los cambios de escala realizados.

Por consiguiente, las expresiones anteriores se pudieron generalizar del siguiente modo:

Para tanques cilíndricos (cualquier tamaño):

$$Sh_t = 1,45 Re_i^{0,63} Sc^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057} \quad Re_i \geq Re_c$$

y para tanques esféricos (cualquier tamaño):

$$Sh_t = 1,75 Re_i^{0,63} Sc^{1/3} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104} \quad Re_i \geq Re_c$$

Al comparar los resultados obtenidos en los dos tipos de tanques utilizados (cilíndrico y esférico) se aprecia que las correlaciones obtenidas son análogas, diferenciándose únicamente en el exponente del factor de forma ( $d/H$ ), y en la constante de proporcionalidad de la función potencial o factor geométrico del sistema. Por ello se propone una correlación empírica única para la predicción del valor del coeficiente de transferencia de materia en tanques agitados, cilíndricos o esféricos, de cualquier tamaño y en cualesquiera condiciones de operación, (siempre que las partículas sólidas estén totalmente suspendidas) con una constante  $R$  que englobará el pequeño efecto del factor de forma y la constante de proporcionalidad,  $a$ , que habrá que estimar experimentalmente en cada caso:

$$Sh_t = R Re_i^{0,63} Sc^{1/3} \quad Re_i \geq Re_c$$

El valor de  $R$  es  $1,45 (d/H)^{0,057}$  en tanques cilíndricos y  $1,71 (d/H)^{0,104}$  en tanques esféricos, independientemente de su tamaño, siempre que sean geométricamente semejantes. Por otra par

te, como quiera que en los casos considerados en este trabajo el exponente del factor de forma  $(d/H)$  es muy pequeño, se juzga que probablemente casi siempre el término  $(d/H)^f$  podrá ignorarse por su proximidad a la unidad.

En cualquier caso, cuando no se requiere una precisión muy elevada, se puede tomar para  $R$  un valor medio de los dos anteriores ( $R = 1,58$ ), lo que supone un error máximo en la determinación de  $K_L$  del 10%.

Por último, la correlación obtenida en esta investigación, se comparó con las propuestas por otros autores, encontrándose en todos los casos, discrepancias en los valores del número de Sherwood de hasta un 108%. Se considera que estas diferencias son debidas fundamentalmente a las siguientes causas:

i) Tratamiento más general en esta investigación, en la que se tuvo en cuenta mayor número de variables (geometría del tanque, altura de líquido en el mismo, etc.).

ii) Aplicación de un modelo matemático más realista en el que se consideró variable el área de transferencia de materia (superficie de las partículas sólidas).

iii) En la correlación aquí obtenida, el exponente del número de Schmidt ( $1/3$ ) fué determinado experimentalmente, coincidiendo con el valor predicho por la teoría de la película, los restantes autores, suponen valores teóricos correspondientes a las teorías de la penetración, de la película, etc. sin deducirlo experimentalmente.

Por consiguiente, consideramos que la correlación obtenida en esta investigación, es de mayor generalidad, y proporciona los coeficientes de transferencia de materia a través de la fase líquida en recipientes agitados, mucho más precisos que los calculados con las correlaciones hasta ahora disponibles.

## 2. INTRODUCCION

### 2.1. GENERALIDADES

Todas las operaciones básicas, físicas y químicas, de la Ingeniería Química, implican el transporte de una o varias de las tres propiedades fundamentales, cantidad de movimiento, energía y materia.

Aunque los principios que regulan el fenómeno de la transferencia de materia son también básicos en los procesos metalúrgicos y modernamente en los vuelos a velocidades elevadas, etc, tradicionalmente el estudio de los mismos es característico de la Ingeniería Química, a diferencia del correspondiente a los principios que regulan el transporte de cantidad de movimiento y energía cuyas aplicaciones son comunes a varias ramas de la Ingeniería.

Muchas de las clásicas operaciones básicas de la Ingeniería Química , concretamente las llamadas operaciones de separación tienen de común la transferencia de materia de una fase a otra. Su importancia se advierte al considerar el elevado porcentaje del capital invertido en las refinerías de petróleo y otras industrias más modernas que se destina al equipo de separación (1).

Las operaciones básicas de transferencia de materia persiguen la separación de componentes o grupos de componentes de una fase originalmente homogénea, haciendo posible que uno o varios de éstos se transfieran a una segunda fase con la que aquélla se pone en contacto.

De las cuatro posibilidades prácticas de transferencia de materia entre fases, gas-líquido, gas-sólido, líquido-líquido y líquido-sólido, es ésta última una de las que mayor aplicación encuentran en la Industria. En efecto, la disolución de cristales, la cristalización, la lixiviación, la adsorción líquido-sólido y el intercambio iónico en el dominio de las operaciones básicas físicas, y las reacciones sólido-líquido y las reacciones en fase líquida catalizadas por sólidos son algunos ejemplos del extenso campo abarcado por la transferencia de materia entre tales fases. Concretamente en este último caso de las reacciones catalíticas heterogéneas, que implican la transferencia de los reaccionantes desde la corriente fluida hasta la superficie del sólido, la difusión interna a través de los poros del catalizador, la reacción química propiamente dicha, y el camino inverso de los productos hasta la corriente fluida, es muy frecuente el caso en que la etapa controlante es la transferencia de materia (reaccionantes y productos) a través de la película fluida que rodea al sólido.

El modo como se ponen en contacto las dos fases, líquido y sólido, en las operaciones de transferencia de materia, es muy variado, aunque siempre se persigue el disponer de un área de contacto entre ellas máxima, compatible con requisitos de otro tipo (fluidodinámicos, mecánicos, económicos, etc...), cuando este contacto se realiza en un proceso continuo, se suelen emplear lechos fijos o fluidizados y en ocasiones, tanques agitados. Cuando el contacto se lleva a cabo de forma discontinua, predomina la utilización de los tanques agitados, manteniendo las partículas sólidas en suspensión para disminuir la resistencia opuesta por la difusión.

En los procesos que implican la transferencia de materia entre sólidos y fluidos, con la superficie interfacial fija o no, el movimiento del fluido respecto al sólido rígido motiva un gra-

diente de velocidad en aquel. La evaluación de la densidad de flujo en materia de la interfase, que siempre resulta indispensable, no ofrecería dificultad de poder establecer los perfiles de distribución de velocidades, presiones, temperaturas y concentraciones en cada caso particular, mediante las ecuaciones de cambio de cantidad de movimiento, energía y materia. Ahora bien, como el tratamiento de estas últimas no está resuelto en el caso de régimen turbulento, por desconocer el mecanismo real por el que se produce la transferencia de materia en dicho régimen, no queda más remedio que recurrir al establecimiento de ecuaciones empíricas mediante la experimentación. A tal fin, se han introducido los coeficientes de transporte apareciendo sucesivamente diversas teorías para interpretar físicamente los mismos.

Entre las teorías propuestas, cabe destacar las siguientes: teoría de la película, de Lewis y Whitman (2), teoría de las difusividades turbulentas (3), teoría de la penetración de Higbie (4), modificada posteriormente por Danckwerts (5), teoría de la película penetración, de Toor y Marchello (6), y por último, la teoría de las difusividades turbulentas función potencial de la distancia, de King (7).

En el caso más general de transferencia de materia de una fase a otra, los componentes que se transfieren encuentran tres resistencias en serie a su paso: las ofrecidas por cada una de las dos fases, concentradas en su mayor parte en la región inmediata a la interfase, y la que puede presentar la propia interfase. Para un elemento diferencial de la superficie interfacial,  $dA$ , a cuyos lados existe un perfil de concentración como el que se esquematiza en la Figura 2.1, el caudal de componente transportado se podrá expresar de la forma siguiente:

$$N \, dA = \frac{C_1 - C_1^*}{\frac{1}{k_1 \, dA}} = \frac{C_1^* - C_2^*}{dR_i} = \frac{C_2^* - C_2}{\frac{1}{k_2 \, dA}} = \frac{C_1 - C_2}{\frac{1}{k_T \, dA}} \quad [2.1]$$



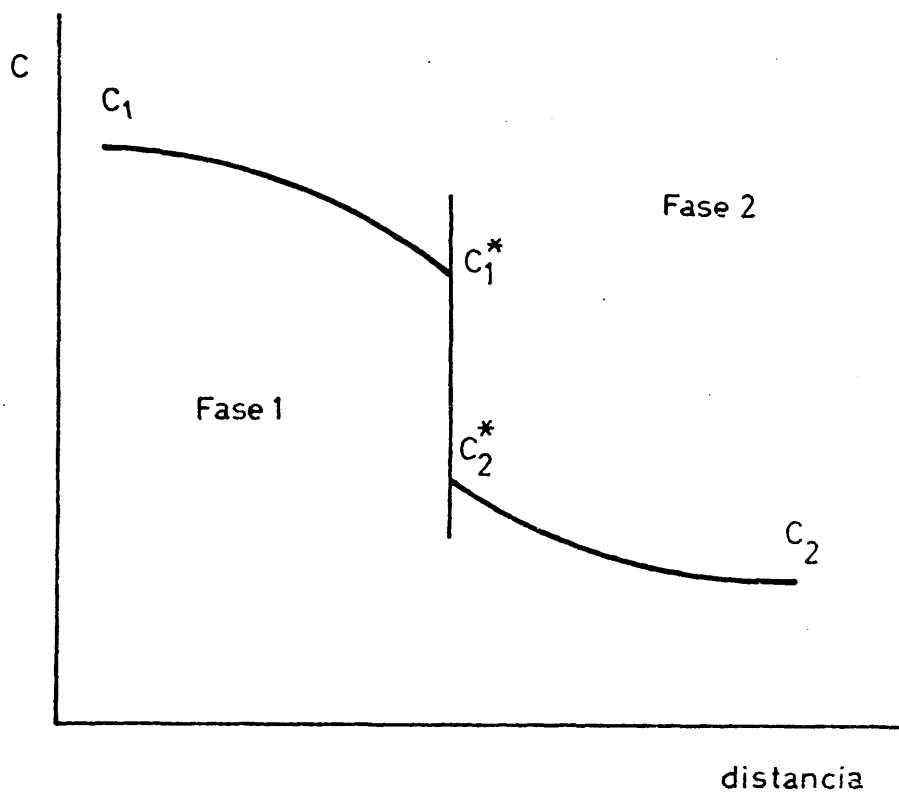


Figura 2.1

siendo:

- |                |   |  |
|----------------|---|--|
| $N$            | : | densidad de flujo del componente que se transporta $\text{Kg./m}^2.\text{s}$ )   |
| $C_1, C_2$     | : | concentración en las fases 1 y 2 respectivamente                                 |
| $C_1^*, C_2^*$ | : | concentraciones de equilibrio en la interfase                                    |
| $k_1, k_2$     | : | coeficientes individuales locales de transferencia de materia en las fases 1 y 2 |
| $k_T$          | : | coeficiente global local de transferencia de materia                             |
| $dR_i$         | : | resistencia ofrecida por la propia superficie interfacial diferencial.           |

Los numeradores de las fracciones que aparecen en la ecuación [2.1] representan las fuerzas impulsoras correspondientes a cada una de las tres resistencias en serie, y la fuerza impulsora global, respectivamente.

De la ecuación [2.1] se deduce inmediatamente la relación existente entre los coeficientes individuales locales y el coeficiente global local:

$$\frac{1}{k_1 dA} + dR_i + \frac{1}{k_2 dA} = \frac{1}{k_T dA} \quad [2.2]$$

Si en lugar de referir el caudal de materia a un elemento diferencial de superficie interfacial, se refiere a un área finita, A, la expresión [2.1] queda de la forma:

$$N A = \frac{C_1 - C_1^*}{\frac{1}{K_1 A}} = \frac{C_1^* - C_2^*}{R_i} = \frac{C_2^* - C_2}{\frac{1}{K_2 A}} = \frac{C_1 - C_2}{\frac{1}{K_T A}} \quad [2.3]$$

siendo  $K_1$ ,  $K_2$  los coeficientes individuales medios de transferencia de materia en las fases 1 y 2 respectivamente, y  $K_T$  el coeficiente global medio para las tres resistencias. La relación entre ellos se deduce inmediatamente de la ecuación [2.3]:

$$\frac{1}{K_1 A} + R_i + \frac{1}{K_2 A} = \frac{1}{K_T A} \quad [2.4]$$

Cuando se trata de una fase líquida y una sólida, la transferencia de materia a través de esta última es prácticamente

nula, y la resistencia al transporte de la superficie interfacial líquido-sólido podrá desprejarse sin error apreciable, por alcanzarse en ella el equilibrio rápidamente. Así, de las tres resistencias en serie, la única significativa será la debida a la fase líquida, y las ecuaciones [2.3] y [2.4] quedarán reducidas a las siguientes:

$$N A = \frac{C - C^*}{\frac{1}{K_L A}} \quad [2.5]$$

$$\frac{1}{K_L A} = \frac{1}{K_T A} \quad [2.6]$$

donde C y C\* representarán ahora las concentraciones del componente que se transfiere en la fase líquida y en la superficie sólida (en equilibrio) respectivamente.

LLamando Q al producto N A, caudal másico transferido (kg/s), la ecuación [2.6] tomará la forma más habitual:

$$Q = K_L A (C - C^*) \quad [2.7]$$

Como ya se indicó anteriormente, debido al gradiente de velocidad que provoca el sólido en el fluido, se establecen tres zonas diferenciadas en éste: región laminar (contigua a la fase sólida), región de transición (intermedia) y región turbulenta (la más alejada del sólido). La resistencia al transporte opuesta por la fase líquida quedará distribuida entre estas tres regiones, si bien la correspondiente a las dos últimas será notablemente inferior a la resistencia opuesta por la región laminar.

coincidiendo con las hipótesis de la teoría de la película de Lewis y Whitman (2).

## 2.2. TRANSFERENCIA DE MATERIA A TRAVES DE LA FASE LIQUIDA

Para el estudio de la transferencia de materia a través de la fase líquida, diversos autores (8) han utilizado sistemas bifásicos gas-líquido, tales como la absorción de gases puros en líquidos diversos, realizando el contacto entre ambas fases en dispositivos variados, tales como columnas de relleno, de rosarios de esferas, de discos, mixtas de esferas y cilindros, etc. Otros han elegido sistemas sólido-líquido, también en disposiciones geométricas diversas, a diferencia de los sistemas gas-líquido, en los sistemas sólido-líquido se crea un gradiente de velocidades en el líquido, debido a la presencia de la superficie sólida, por lo que su comportamiento fluidodinámico es diferente y por tanto, la transferencia de materia transcurre en condiciones distintas de como lo hace en los sistemas gas-líquido.

El estudio de la transferencia de materia a través de la fase líquida en sistemas sólido-líquido y el establecimiento e interpretación de los correspondientes coeficientes de transferencia de materia, se realiza habitualmente, basándose en una de las siguientes técnicas:

- 1.- Disolución de sólidos homogéneos en líquidos (9) a (13).
- 2.- Reacciones químicas controladas por la transferencia de materia externa (14), (15).
- 3.- Intercambio de iones en resinas cambiadoras (16)
- 4.- Métodos electroquímicos (17-19).

La primera de todas ellas, por su mayor sencillez, ha sido la más utilizada, desarrollándola en dispositivos diversos, como recipientes agitados (11), (13), (16), lechos fijos (20) y fluidizados (21).

Las técnicas basadas en el desarrollo de reacciones químicas en las que controla la transferencia de materia externa pueden presentar algunas ventajas, como por ejemplo, la mayor exactitud con que se puede determinar la superficie de las partículas sólidas. Tal es el caso frecuente de la disolución de metales (Madden y col. (14), disolución de cobre en ácido sulfúrico en presencia de dicromato potásico). Sin embargo, en este caso se presenta el inconveniente práctico de una mayor dificultad para mantener en suspensión las partículas del metal debido a su peso. Una solución consiste, entonces, en realizar el estudio de estos sistemas en lechos fijos.

Por el contrario, en las técnicas basadas en la adsorción de iones en resinas cambiadoras, no resulta fácil la determinación exacta del área de transferencia de materia, debiendo completarse los datos con experimentos comparativos de disolución de sólidos. Sin embargo, al utilizar micropartículas para el intercambio iónico, se puede obtener información sobre la influencia del tamaño de las partículas en la transferencia de materia en un amplio intervalo de diámetros.

Las técnicas electroquímicas son de gran utilidad cuando se pretenden obtener coeficientes locales de transferencia de materia, pues permiten realizar sondeos con un electrodo en diferentes puntos del aparato en que se lleva a cabo la operación, determinando además el tipo de flujo reinante en su interior.

El modelo matemático representativo del fenómeno en estudio depende naturalmente de la técnica y procedimiento seguidos y del tipo de aparato utilizado. El establecimiento de un modelo adecuado, con las ecuaciones diferenciales que lo caracterizan, no es siempre fácil, y en ocasiones al pretender una representación más exacta de la realidad, se tropieza con el inconveniente

de la difícil integración de las ecuaciones, en ocasiones inviable.

## 2.3. DISOLUCION DE SOLIDOS EN TANQUES AGITADOS: MODELO MATEMATICO.

### 2.3.1. Velocidad de disolución.

El balance de materia para un sólido que se disuelve en un líquido, en proceso discontinuo no estacionario en un tanque agitado, al ser nulos los términos de entrada y salida deberá presentarse de forma diferencial y se reduce a:

$$\left[ \begin{array}{l} \text{acumulación de sólido} \\ \text{en el líquido en un} \\ \text{intervalo de tiempo } dt \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{sólido disuelto en} \\ \text{un intervalo de} \\ \text{tiempo } dt \end{array} \right] \quad [2.8]$$

viniedo expresado el segundo miembro por la ecuación [2.7]. En este caso, la concentración de equilibrio que corresponde a la interfase ( $C^*$ ) será igual a la concentración de saturación a la temperatura de operación ( $C_s$ ), y la concentración en la fase líquida ( $C$ ) será la concentración media que le corresponde en el tanque. El primer miembro expresa la variación con el tiempo de la cantidad de sólido disuelto. Así pues, el balance de materia [2.8] tomará la forma:

$$\frac{dM}{dt} = K_L A (C_s - C) \quad [2.9]$$

siendo  $M$  la masa de sólido disuelta.

Si, con gran aproximación, se considera constante el volumen de disolución:

$$dM = V dC \quad [2.10]$$

con lo cual la ecuación [2.9] quedará en la forma siguiente:

$$\frac{dC}{dt} = \frac{K_L A}{V} (C_s - C) \quad [2.11]$$

La superficie a través de la que se realiza la transferencia de materia, cuya área es A, por la solubilidad de la misma y la duración del proceso, puede considerarse en muchos casos prácticamente constante con el tiempo, pudiéndose entonces integrar con facilidad la ecuación diferencial [2.11]. Dicha integración, conduce a la siguiente expresión:

$$\ln \frac{C_s - C_0}{C_s - C} = \frac{K_L A}{V} t \quad [2.12]$$

siendo  $C_0$  la concentración del soluto en la disolución en el instante inicial (generalmente nula).

Cuando no puede aceptarse la hipótesis de superficie de transferencia A constante, la integración de la ecuación [2.11] resulta más complicada. En la bibliografía se utilizan diversos procedimientos para llevar a cabo esta integración.

Hixon y Crowell (22) proponen un método que básicamente consiste en sustituir en la ecuación [2.11] el área de transferencia de materia por una expresión de la forma:

$$A = N_p \alpha_w (M'_p)^{2/3} \quad [2.13]$$

siendo  $N_p$  el número de partículas sólidas,  $M'_p$  el peso de una partícula sólida en cada momento y  $\alpha_w$  una constante dependiente de la geometría de las partículas. El volumen de la disolución se considera invariable, y la integración de la ecuación resultante se hace gráficamente.

Wilhelm y col. (23) introducen los conceptos de diámetro equivalente y factor de forma de las partículas sólidas con los cuales se llega a una expresión que relaciona el área y el peso de las partículas sólidas:

$$A = \gamma N_p^{1/3} M_p'^{2/3} / \rho_s^{2/3} \quad [2.14]$$

siendo  $\gamma$  un factor de forma de las partículas sólidas y  $\rho_s$  la densidad del sólido.

Estos autores suponen además que el volumen de la disolución varía con la cantidad de sólido disuelto según la expresión:

$$V = (1 + \beta \frac{M}{M_s}) V_0 \quad [2.15]$$

siendo:

$V_0$  : volumen inicial de la disolución

$M$  : masa de sólido disuelto en el instante  $t$

$M_s$  : masa de sólido necesaria para la saturación

$\beta$  : constante determinada para cada sistema

También en este caso, la ecuación resultante de sustituir en la ecuación [2.11] las expresiones de  $A$  [2.14] y de  $V$  [2.15], se integra gráficamente.



Asimismo se puede resolver la ecuación diferencial [2.11] a fin de determinar el coeficiente de transferencia utilizando un método diferencial consistente en representar gráficamente la concentración de sólido disuelto frente al tiempo en coordenadas rectangulares (Figura 2.2), y extrapolar la curva resultante hasta las condiciones iniciales ( $t=0$ ), instante para el cual se conoce el área de transferencia de materia,  $A_0$ .

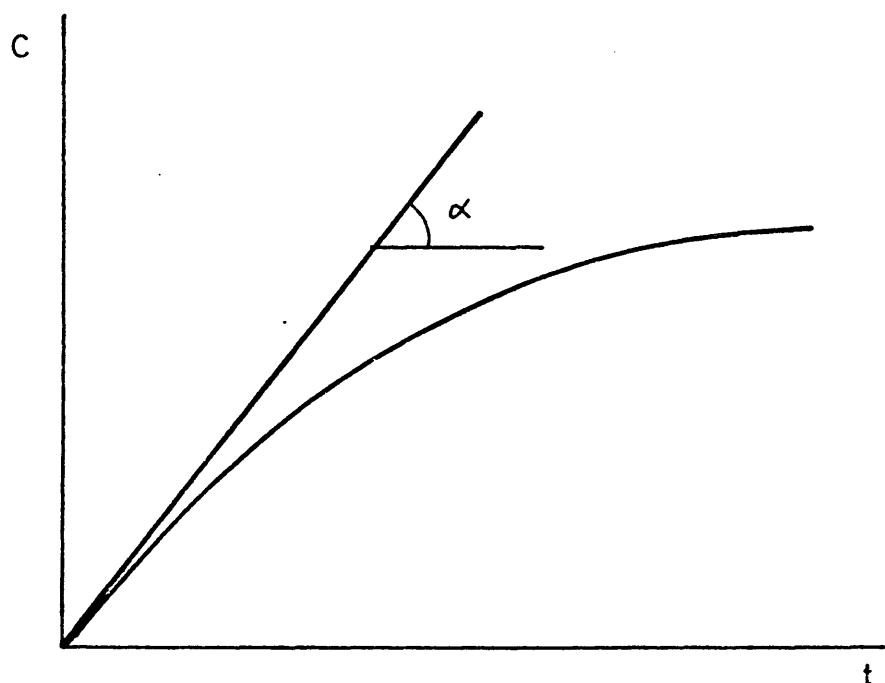


Figura 2.2

Así, resulta:

$$\left[ \frac{dC}{dt} \right]_{t=0} = \frac{K_L A_0}{V} (C_s - C_0) \quad [2.16]$$

siendo  $A_0$  el área inicial de transferencia de materia.

Evidentemente la precisión de este método aumentará con el número de puntos experimentales del tramo inicial de la Figura 2.2 y por ello se requerirá una técnica analítica muy precisa para la determinación de las concentraciones de soluto en este tramo.

## 2.4. ESTUDIOS SOBRE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA EN SISTEMAS SÓLIDO-LÍQUIDO

La mayor parte de los trabajos publicados sobre la transferencia de materia en sistemas sólido-líquido se pueden agrupar así:

a) Transferencia de materia entre una superficie sólida fija en el espacio (generalmente una esfera) y una corriente líquida.

b) Transferencia de materia en lechos de partículas sólidas atravesados por una corriente líquida.

c) Transferencia de materia entre partículas sólidas suspendidas por agitación en el seno de un líquido y éste (tanques agitados).

### 2.4.1. Transferencia de materia entre una superficie sólida fija en el espacio y un fluido.

Una gran parte de los estudios realizados en sistemas sólido-líquido van encaminados a estudiar la transferencia de materia por convección natural o forzada entre una superficie sólida fija en el espacio, generalmente una esfera, y una corriente fluida.

Todos los investigadores tratan de correlacionar el coeficiente de transferencia de materia con las diferentes variables que pueden influir sobre el mismo: diámetro de la esfera,

propiedades físicas del fluido, velocidad del fluido, etc. Un análisis dimensional de estos sistemas en el caso de convección forzada conduce a una ecuación que relaciona el módulo de Sherwood con el número de Reynolds (ambos referidos a la partícula sólida) y el número de Schmidt:

$$Sh_p = f(Re_p, Sc) \quad [2.17]$$

proponiéndose dos formas diferentes para la función  $f$ .

Una de ellas supone una función potencial del tipo:

$$Sh_p = a Re_p^b Sc^c \quad [2.18]$$

otra se basa en la ecuación de Frössling (24):

$$Sh_p = b' + a Re_p^b Sc^c \quad [2.19]$$

en la que el término  $b'$  representa la transferencia de materia por convección natural coincidiendo casi todos los investigadores en que el valor para este coeficiente es 2.

Todos los investigadores de la transferencia de materia en estos sistemas, han utilizado como técnica la evaluación de la velocidad de disolución entre sólidos y líquidos variados. Sólo recientemente Gibert y col. (18) han utilizado una técnica electroquímica.

De la abundante información encontrada en la bibliografía, a continuación en la Tabla 2.1 se resumen por orden cronológico las correlaciones del tipo [2.18] que se han considerado más interesantes para la determinación del coeficiente individual de transferencia.

TABLA 2.1

Transferencia de materia entre una superficie sólida y un líquido

$$Sh_p = a Re_p^b Sc^c$$

Autor	Referencia	Método	a	b	c	Inter. de aplic.
Linton y Sherwood (1950)	(25)	Disolución	0,33	0,50	1/3	$800 \leq Re_p \leq 10.000$
Akselrud (1953)	(30)	Disolución	1,10	1/3	1/3	$0 \leq Re_p \leq 1,5$
			0,82	0,50	1/3	$200 \leq Re_p \leq 4.000$
Garner y Keey (1954)	(26)	Disolución	0,94	0,50	1/3	$2,3 \leq Re_p \leq 225$
Linton y Shutherland (1960)	(27)	Disolución	0,582	0,50	1/3	$490 \leq Re_p \leq 7.580$
Mullin y Treleaven (1962)	(28)	Disolución	0,94	0,50	1/3	$60 \leq Re_p \leq 700$
Kuchler y Pilar (1970)	(29)	Disolución	0,52	0,50	1/3	$4.000 \leq Re_p \leq 11.000$
Gibert y col. (1972)	(18)	Electroqui.	0,882	0,452	1/3	$400 \leq Re_p \leq 1.250$
			0,447	0,538	1/3	$1.250 \leq Re_p \leq 12.500$

Se puede observar en la Tabla 2.1 la relativa concordancia entre las correlaciones propuestas: el exponente del número de Schmidt permanece invariable en el valor  $1/3$ ; el exponente del número de Reynolds oscila de unos trabajos a otros entre  $1/3$  y  $0,538$ , siendo el valor más frecuente el de  $0,50$ ; por último la constante de proporcionalidad,  $a$ , oscila entre  $0,33$  y  $1,10$  según sea la geometría del sistema.

Otros investigadores utilizando también la técnica de disolución de partículas sólidas deducen correlaciones del tipo de la [2.19], también las que se han considerado más interesantes se resumen en la Tabla 2.2.

Se puede observar en dicha Tabla la coincidencia entre las ecuaciones propuestas por los diferentes autores: los exponentes del número de Reynolds y del número de Schmidt permanecen invariables en los valores  $1/2$  y  $1/3$  respectivamente, variando únicamente el factor geométrico del sistema,  $a$ , y el término de convección natural,  $b'$ , cuya significación en la correlación es realmente despreciable.

También se ha investigado la transferencia de materia por convección natural (34) y (35). Se ha medido el coeficiente de transferencia de materia a partir de la velocidad de disolución de esferas de ácido benzóico y ácido adípico en agua, ácido salicílico en benceno y ácido succínico en *n*-butanol. Se llega a la conclusión de que el número de Sherwood referido al diámetro de la partícula es directamente proporcional al número de Rayleigh de la partícula elevada a la potencia  $1/4$ , es decir:

$$\frac{K_L d_p}{D} \propto \left[ \frac{g d_p^3 \Delta \rho}{\mu D} \right]^{1/4} \quad [2.20]$$

Finalmente destacaremos que recientemente Gibert y Angelino (36) utilizando la técnica electroquímica determinan coefi-

TABLA 2.2

Transferencia de materia entre una superficie sólida y un líquido

$$Sh_p = b' + a Re_p^b Sc^c$$

Autor	Refer.	Método	b'	a	b	c	Interv. de aplic.
Garner y Grafton (1958)	(31)	Disolución	44	0,48	0,50	1/3	$20 \leq Re_p \leq 835$
Garner y Suckling (1958)	(32)	Disolución	2	0,95	0,50	1/3	$100 \leq Re_p \leq 700$
Rowe y col. (1965)	(33)	Disolución	2	0,79	0,50	1/3	$26 \leq Re_p \leq 1.150$

cientes locales de transferencia de materia en convección forzada, obteniendo una correlación para la parte frontal y otra para la parte posterior de la esfera, válida para números de Reynolds comprendidos entre 2.000 y 12.000

$$Sh_f = 1,21 Re_p^{0,457} Sc^{1/3} \quad [2.21]$$

$$Sh_a = 0,954 Re_p^{0,538} Sc^{1/3} - 1,219 Re_p^{0,457} Sc^{1/3} \quad [2.22]$$

en las que  $Sh_f$  y  $Sh_a$  representan los números de Sherwood referidos a la parte frontal y posterior de la superficie esférica respectivamente.

#### 2.4.2. Transferencia de materia en lechos de partículas.

Se han realizado numerosos estudios con objeto de determinar los coeficientes de transferencia de materia en lechos fijos (37-42) y fluidizados (43-46). En ellos se utilizan principalmente técnicas de disolución parcial de las partículas de sólidos que forman el lecho, representándose los datos como una función de los módulos de Sherwood ( $Sh_p$ ), Reynolds ( $Re_{ps}$ ), Schmidt ( $Sc$ ) y de la porosidad del lecho ( $\epsilon$ ):

$$Sh_p = f(Re_{ps}, Sc, \epsilon) \quad [2.23]$$

en la que  $Re_{ps}$ , número de Reynolds referido a la velocidad superficial del fluido,  $U$ , tiene por expresión:

$$Re_{ps} = \frac{U d_p \rho}{\mu} \quad [2.24]$$

Una reciente revisión bibliográfica realizado por Karabelas y col. (47) que recoge 24 trabajos sobre transferencia de materia en lechos fijos sugiere que la interpretación de los resultados, puede mejorarse determinando asintóticamente relaciones para diferentes intervalos de las variables. Obtiene así, tres correlaciones:

Para convección natural:

$$Sh_p = 0,46 (Gr_p Sc)^{1/4} \quad [2.25]$$

siendo  $Gr_p$  el número de Grashof de concentración:

$$Gr_p = \frac{d_p^3 g \rho \Delta \rho}{\mu^2}$$

Para convección forzada con números de Reynolds reducidos y números de Peccklet elevados:

$$Sh_p = 4,58 Re_{ps}^{1/3} Sc^{1/3} \quad [2.26]$$

Para convección forzada y números de Reynolds próximos al valor de transición ( $9 < Re_{ps} < 120$ ):

$$Sh_p = 2,39 Re_{ps}^{0,56} Sc^{1/3} \quad [2.27]$$

Allen y col. (20) han realizado experimentos con partículas esféricas de ácido benzóico y agua en un lecho no uniforme, obteniendo las siguientes correlaciones para el coeficiente de transferencia de materia:

Para el intervalo  $0,0016 < Re_{ps} < 55$



$$Sh_p = 1,09 \epsilon^{-1} Re_{ps}^{1/3} Sc^{1/3} \quad [2.28]$$

Para el intervalo  $55 < Re_{ps} < 1.500$ :

$$Sh_p = 0,25 \epsilon^{-1} Re_{ps}^{0,69} Sc^{1/3} \quad [2.29]$$

siendo  $\epsilon$  la porosidad del lecho y  $d_p$  un diámetro de partícula medio para todo el lecho definido como:

$$d_p = \frac{\sum_{i=1}^m N_{pi} d_{pi}^3}{\sum_{i=1}^m N_{pi} d_{pi}^2} \quad [2.30]$$

siendo  $N_{pi}$  el número de partículas que tienen un diámetro  $d_{pi}$

En los primeros estudios sobre transferencia de materia en lechos fluidizados (43), (45), se dedujeron solamente funciones empíricas entre el coeficiente de transferencia de materia y las variables de operación (principalmente las relativas al líquido).

Gupta y Thodos (44) mediante experimentación con partículas de geometría esférica obtuvieron la siguiente ecuación empírica, válida para un amplio intervalo del número de Schmidt:

$$Sh_p = \epsilon^{-1} Re_{ps} Sc^{1/3} \left[ 0,010 + \frac{0,863}{Re_{ps}^{0,58} - 0,483} \right] \quad [2.31]$$

En otro trabajo de los mismos autores (48), realizados con partículas de diversas geometrías, con un amplio intervalo de números de Schmidt y para números de Reynolds superiores a 50, obtuvieron la siguiente expresión:

$$Sh_p = \frac{\gamma}{\epsilon} Re_{pm} S_c^{1/3} \left[ \frac{0,30}{Re_{pm}^{0,35} - 1,90} \right] \quad [2.32]$$

siendo  $\gamma$  un factor de forma para las partículas y  $Re_{pm}$  un número de Reynolds modificado, definido como:

$$Re_{pm} = \frac{G A_p^{1/2}}{\mu} \quad [2.33]$$

donde  $G$  es la velocidad másica superficial del fluido.

En los trabajos más reciente sobre transferencia de materia en lechos fluidizados (21) y (46), se han determinado ecuaciones empíricas para el coeficiente de transferencia de materia en función del tiempo de residencia del fluido en el lecho,  $\tau$ , basándose en la ecuación de Richardson y Zaki (46). Así, Couderc, Gilbert y Angelino (21) obtuvieron una ecuación empírica que ajusta los datos experimentales con un error menor del 4,5%:

$$Sh_p = \frac{5,4 \cdot 10^{-2}}{\tau^2} Re_{ps} S_c^{1/3} \quad [2.34]$$

#### 2.4.3. Transferencia de materia en recipientes agitados.

Las operaciones de transferencia de materia en recipientes agitados deben desarrollarse de modo que las partículas sólidas se encuentren suspendidas uniformemente en el líquido. Son muchos los estudios realizados sobre la suspensión de partículas sólidas en tanques agitados; los experimentos se realizan en todos los casos de forma que la velocidad de agitación cumpla una de los requisitos siguientes:

i) Ser suficiente para la suspensión total de las partículas sólidas.

ii) Ser suficiente para conseguir una distribución uniforme de las partículas sólidas en la suspensión.

En los primeros trabajos realizados en 1933 por White y Sumerford (49) y (50), se estudió la suspensión de partículas sólidas en líquidos utilizando tanques sin tabiques deflectores con agitadores de paletas. Estos autores midieron la variación de la concentración de arena en agua para diferentes velocidades del agitador, pero no dedujeron ninguna correlación generalizada que permitiera determinar la velocidad de agitación mínima necesaria para la completa homogenización de la suspensión.

Posteriormente Hixom y Tenney (51) realizaron una investigación análoga con agitadores de turbina de cuatro paletas planas.

En 1953 Hiserkorn y Miller (52) realizaron un estudio sobre la suspensión de partículas en líquidos de viscosidad elevada (hasta 50.000 c.p.) con agitadores de pala plana. Llegaron a la conclusión de que la igualdad de potencias comunicadas al fluido por unidad de volumen constituye un buen criterio para la extrapolación de datos a recipientes geométricamente semejantes para números de Reynolds pequeños.

Desde entonces hasta 1960 Nogata y col. (53) y (54), han realizado estudios de suspensión de partículas sólidas en tanques cilíndricos sin tabiques deflectores, desarrollando modelos para el flujo del sólido en la suspensión. También han sugerido criterios para elegir el tamaño óptimo del agitador,  $T$ , en función del diámetro del tanque,  $d$ , proponiendo los siguientes:

Para tanques de fondo plano

$$0,45 d \leq T \leq 0,50 d$$

[2.35]

Para tanques con fondo de pequeña curvatura

$$T = 0,40 \text{ d} \quad [2.36]$$

Para tanques de fondo esférico

$$T = 0,35 \text{ d} \quad [2.37]$$

Estos mismos autores proporcionan también criterios para la relación de las variables de agitación en la suspensión de partículas sólidas, cuando se utilizan tanques equipados con tabiques deflectores.

En 1958, Zwtiering (55), estudió la suspensión de partículas sólidas por agitación en tanques cilíndricos con tabiques deflectores variando el tipo de agitador, las partículas sólidas y el líquido, obteniendo una correlación entre la velocidad de agitación mínima necesaria para la completa suspensión de las partículas y las diferentes variables que la afectan:

$$n = \frac{S_v^{0,1} d_p^{0,2} (g \Delta\rho/\rho)^{0,45} B'^{0,13}}{T^{0,85}} \quad [2.38]$$

siendo  $S$  una constante que depende del tipo agitador y de las razones adimensionales  $d/T$  y  $h_R/d$ , siendo  $h_R$  la distancia del agitador al fondo y  $B'$  la fracción en peso de sólido en el líquido. Este parámetro se ha representado gráficamente para cada tipo de agitador, en función de  $d/T$  y de  $h_R/d$ .

Desde los primeros estudios de Hixom y col. (22), (51), (56-58) sobre transferencia de materia en tanques agitados se han realizado numerosos trabajos para determinar el coeficiente de transferencia de materia, utilizando partículas sólidas tanto esféricas como de otra geometría; en este último caso se determina para ellas el diámetro de una esfera equivalente.

En cuanto a la interpretación de los resultados, la mayoría de los investigadores correlacionan el coeficiente de transferencia de materia en función de la potencia comunicada al fluido por unidad de volumen o de una serie de grupos adimensionales.

Gran parte de los trabajos realizados (9), (10), (11-13) y (59-61), utilizan una ecuación empírica basada en la de Guililand y Sherwood (62):

$$Sh = a Re^b Sc^c \quad [2.39]$$

Según la teoría de la penetración, el exponente del número de Schmidt,  $c$ , de la ecuación [2.39] ha de ser igual a  $1/2$ ; por el contrario, la teoría de la película conduce a un valor de  $1/3$  (63), (64). Los números de Sherwood y Reynolds pueden estar referidos al diámetro del agitador, al diámetro del tanque o al diámetro de las partículas sólidas.

A continuación en la Tabla 2.3, se citan por orden cronológico algunas de las correlaciones del tipo [2.39] más interesantes deducidas para el coeficiente individual de transferencia.

Se puede observar en la Tabla 2.3 la discrepancia existente entre las correlaciones propuestas por los distintos autores. El exponente del número de Reynolds oscila de unos trabajos a otros entre 1,4 y 0,397; el exponente del número de Schmidt toma indistintamente el valor de  $1/2$  o de  $1/3$  según la teoría adoptada.

Otros investigadores (16), (30) y (65-68) deducen co-rrelaciones basadas en la ecuación de Frössling. [2.19] . En la Tabla 2.4 se relacionan algunas de ellas.

Se puede observar nuevamente discrepancias en el expo-

TABLA 2.3

Transferencia de materia para partículas sólidas en tanques cilíndricos agitados

$$Sh = a Re^b Sc^c$$

Autor	Refer.	Método	Agitador	a	b	c	Inter. apli.	Observ.
Hixom y Baum (1949)	(9)	Disol.	Turbina	$2,7 \cdot 10^{-5}$	1,4	0,5	$Re_t \leq 6,7 \cdot 10^4$	$Sh = Sh_t$
		Disol.	Turbina	0,16	0,62	0,5	$Re_t \geq 6,7 \cdot 10^4$	$Re = Re_t$
		Disol.	Hélice	0,0043	1	0,5	$Re_t \leq 33 \cdot 10^4$	
Johnson y Chen- Jung (1955)	(10)	Disol.	Turbina	0,0924	0,71	0,5	-	$Sh = Sh_t$ $Re = Re_i$
Humphrey y Van Ness (1957)	(12)	Disol.	Turbina	0,13	0,58	0,5	-	$Sh = Sh_t$
		Disol.	Hélice	0,0032	0,87	0,5	-	$Re = Re_t$
Barker y Trey- bal (1960)	(11)	Disol.	Turbina	0,052	0,833	0,5	-	$Sh = Sh_t$ $Re = Re_i$
Marangozis y Johnson (1962)	(60)	Disol.	Turbina	0,402	0,65	1/3	-	$Sh = Sh_i$ $Re = Re_i$
Miller (1971)	(13)	Disol.	Turbina	8,48	0,397	1/3	-	$Sh = Sh_i$ $Re = Re_i$

TABLA 2.4

Transferencia de materia para partículas sólidas en tanques cilíndricos agitados

$$Sh_p = b' + a Re_p^b Sc^c$$

Autor	Referencia	Método	b'	a	b	c
Kramers (1946)	(65)	Disolución	5	0,56	1/3	1/3
Akselrud (1953)	(30)	Disolución	2	0,58	1/2	1/3
Steimberger y Treybal (1960)	(66)	Disolución	0	0,245	0,62	0,31
Ward y col. (1962)	(67)	Disolución	0	0,98	0,33	1/3
Harriot (1962)	(16)	Absorción	2	0,60	0,5	1/3
Miller (1967)	(68)	Disolución	2	1,10	0,5	1/3

nente del número de Reynolds,  $b$ , que oscila entre 0,62 y 0,33 con un valor más probable de 0,50. Sin embargo, el exponente del módulo de Schmidt,  $c$ , permanece en este caso prácticamente invariable.

El término de convección natural,  $b'$ , oscila entre 0 y 5, aunque según diversos estudios sobre la misma (24), (34) y (35) parece más lógico el valor de 2. Con todo, este término no tiene gran significación en la correlación, ya que es prácticamente despreciable frente al segundo término del segundo miembro de la ecuación [2.19] .

Por último la constante  $a$  (factor geométrico del sistema), oscila entre 0,245 y 1,10 aunque esta variación es lógica dada la diferente geometría del sistema (deflectores, agitador, tanque, etc.)

Algunos autores han sugerido la aplicación de la teoría de la turbulencia isotrópica para correlacionar sus datos. Esta teoría, debida a Kolmogoroff (69), sugiere que la energía cinética suministrada por el agitador se disipa principalmente por la interacción viscosa entre los pequeños enjambres formados cuyo movimiento es isotrópico. La distribución de energía de los enjambres es entonces independiente de la geometría del tanque y del agitador, y depende solamente de la potencia comunicada al fluido. El espectro de diferentes situaciones y tamaño de los enjambre es el que influye en el coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ .

Calderbank y Moo-Young (70) basándose en la teoría de la turbulencia han propuesto utilizar en la ecuación [2.39] un número de Reynolds,  $Re_T$ , definido como:

$$Re_T = 1,123 g^{1/6} d_p^{2/3} (P/V)^{1/6} \nu^{1/2} \rho^{2/6} \quad [2.40]$$

sustituyendo en la ecuación [2.39] esta expresión del número de Reynolds, refiriendo el número de Sherwood al diámetro de la



partícula  $Sh_p$ , y dando al exponente del número de Reynolds,  $b$ , el valor  $1/3$  para que se elimine la influencia del diámetro de las partículas  $d_p$ , proponen la siguiente ecuación para correlacionar el coeficiente de transferencia de materia en función de la potencia comunicada al fluido por unidad de volumen ( $P/V$ ):

$$K_L = 0,13 \left[ g (P/V) v/\rho \right]^{1/4} Sc^{-1/3} \quad [2.41]$$

Miller (13) aplicando al ecuación [2.41] a los valores de  $K_L$  obtenidos por disolución de partículas esféricas de ácido benzóico en agua, obtuvo para la constante de proporcionalidad el valor de 0,222 en lugar de 0,13. La potencia comunicada al fluido puede ser evaluada en función del número de Reynolds referido al agitador  $Re_j$ , según los métodos propuestos por Rushton y col. (71).

Briam y Hales (72) y Levins y Glastonbury (73) también utilizan correlaciones entre  $K_L$  y la potencia comunicada al fluido por unidad de volumen manejando números adimensionales basados parcialmente en la teoría de la turbulencia de Kolmogoroff.

Así, en un reciente trabajo, Levins y Glastonbury (73) llegan a la conclusión de que el coeficiente de transferencia de materia es función de la velocidad de disipación de energía por unidad de volumen,  $\sigma$ , y de la razón  $T/d$ :

$$K_L = f (\sigma, T/d)$$

aunque este tipo de ecuaciones no resulta muy útil para correlacionar datos experimentales.

Por último Briam y Hales (72) indican que la influencia del diámetro de las partículas solamente es importante cuando este es pequeño confirmando los resultados obtenidos por Harriot (16) a tal respecto.

En una investigación similar a la de Harriot (16), Nagata y Nishikawa (74) estudian la influencia del diámetro de las partículas sobre el coeficiente de transferencia de materia para micropartículas suspendidas en tanques agitados desde 10 a 30 cm de diámetro, utilizando como partículas sólidas cobre metálico, sulfato de bario y yeso.

## 2.5. OBJETO Y ALCANCE DE LA PRESENTE INVESTIGACION

Uno de los campos cultivados desde antiguo en la Cátedra de Ingeniería Química ha sido el de la transferencia de materia. En sucesivos programas de investigación se abordó la misma en el seno de gases y líquidos, en operaciones de absorción (8) y (75), rectificación (76), evaporación de líquidos puros (77) y adsorción gas-sólido (78-80).

Fueron precisamente las técnicas y modelos desarrollados en la adsorción de sistemas gas-sólido la causa de que se iniciase el estudio de la adsorción líquido-sólido y del intercambio iónico con el fin de intentar aprovechar unas y otras.

Con tal motivo se puso de manifiesto que así como el estudio de la transferencia de materia a través de la fase líquida en los sistemas sólido-líquido en lechos fijos y fluidizados estaba bien estudiada en la bibliografía en la que se encontraban correlaciones muy coherentes para la determinación de los coeficientes individuales de transferencia  $K_L$ , no sucedía otro tanto en el caso de las partículas sólidas suspendidas en líquidos agitados, que era, en principio, el tipo de sistemas que nos interesaban.

En todos los casos, las investigaciones se refirieron recipientes cilíndricos, no existiendo ninguna para geometría esférica.

Los autores generalizan sus resultados mediante las mismas ecuaciones clásicas, reduciendo incluso los trabajos al estudio

de la influencia del número de Reynolds y suponiendo que la influencia de las propiedades físicas (número de Schmidt) están reflejadas bien por la teoría de la renovación ( $Sc^{1/2}$ ) o bien por la teoría de la película ( $Sc^{1/3}$ ).

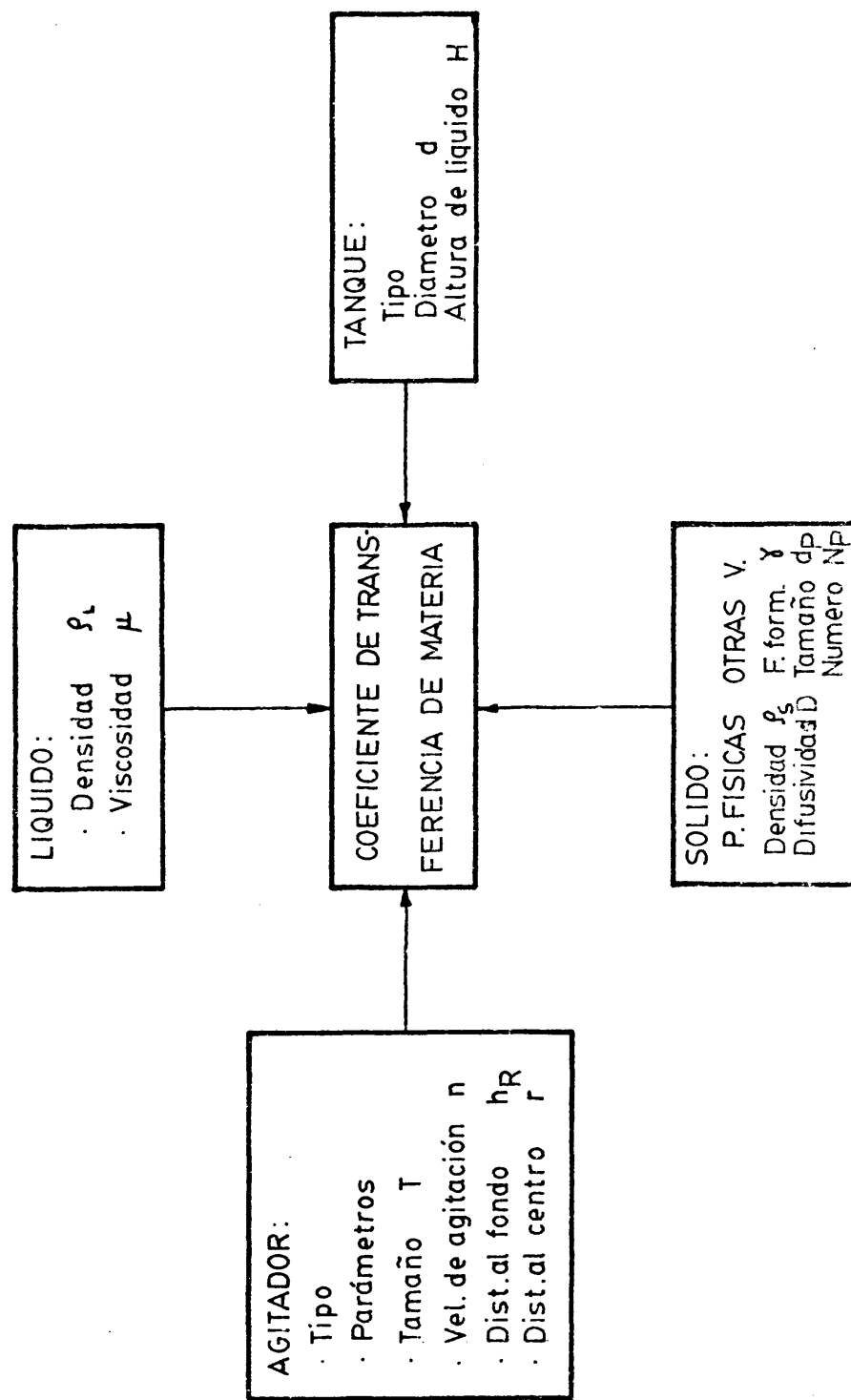
Dado el interés de la transferencia de materia a través de un líquido en los sistemas sólido-líquido para el estudio de numerosas operaciones físicas y químicas, tales como lixiviación, cristalización, disolución de sólidos, adsorción sólido-líquido, intercambio iónico, reacciones químicas heterogéneas, etc., en el caso de tanques agitados se juzgó conveniente realizar una investigación sobre este tema, estudiando la disolución de sólidos en recipientes agitados de geometría cilíndrica, y esférica. En el primer caso, se pretendía obtener una correlación entre el coeficiente individual de transferencia de materia a través del líquido,  $K_L$ , y las variables que influyen sobre él con el fin de intentar aclarar las discrepancias de la bibliografía. En el segundo, aportar una correlación utilizable en sistemas de geometría esférica, cada vez más utilizados, especialmente en instalaciones de planta piloto, no estudiados hasta la fecha.

En la Figura 2.3 se reseñan esquemáticamente todas las variables que en principio se juzgó podrían afectar al coeficiente individual de transferencia. Dado su elevado número, se pensó fijar aquellas cuya influencia estaba mejor estudiada, como el tipo de agitador y su situación. Se eligió el agitador de tubina estándar, que puede utilizarse en un intervalo muy amplio de viscosidades del líquido.

De este modo las variables que se consideraron en nuestro trabajo serían:

i) Dependientes del sólido:

- Densidad,  $\rho_s$
- Factor geométrico de las partículas sólidas,  $\gamma$
- Número de partículas,  $N_p$



Variables que influyen en el coeficiente de transferencia de materia

Figura 2.3

- Diámetro de las partículas,  $d_p$

ii) Dependientes del líquido:

- Densidad,  $\rho$

- Viscosidad,  $\mu$

iii) Dependientes del sólido y del líquido:

- Difusividad,  $D$

iv)-Dependientes del sistema de agitación

- Diámetro del tanque,  $d$

- Diámetro del agitador,  $T$

- Velocidad de giro,  $n$

- Altura del líquido,  $H$

- Distancia del agitador al fondo,  $h_R$

Para modificar dichas variables: se utilizaron: tres sólidos diferentes, ácido benzóico, ácido bórico y cloruro sódico en forma de partículas de geometría definida y como partículas irregulares; como líquidos agua y disoluciones acuosas de sacarosa; recipientes cilíndricos y esféricos de diferentes tamaños desde 1,6 l. (escala de laboratorio) a 30 l. (escala de planta piloto).

Con todas estas variables previamente agrupadas en grupos adimensionales deducidos al aplicar el análisis dimensional y los datos experimentales se intentaría:

i) Deducir ecuaciones precisas que relacionasen el coe

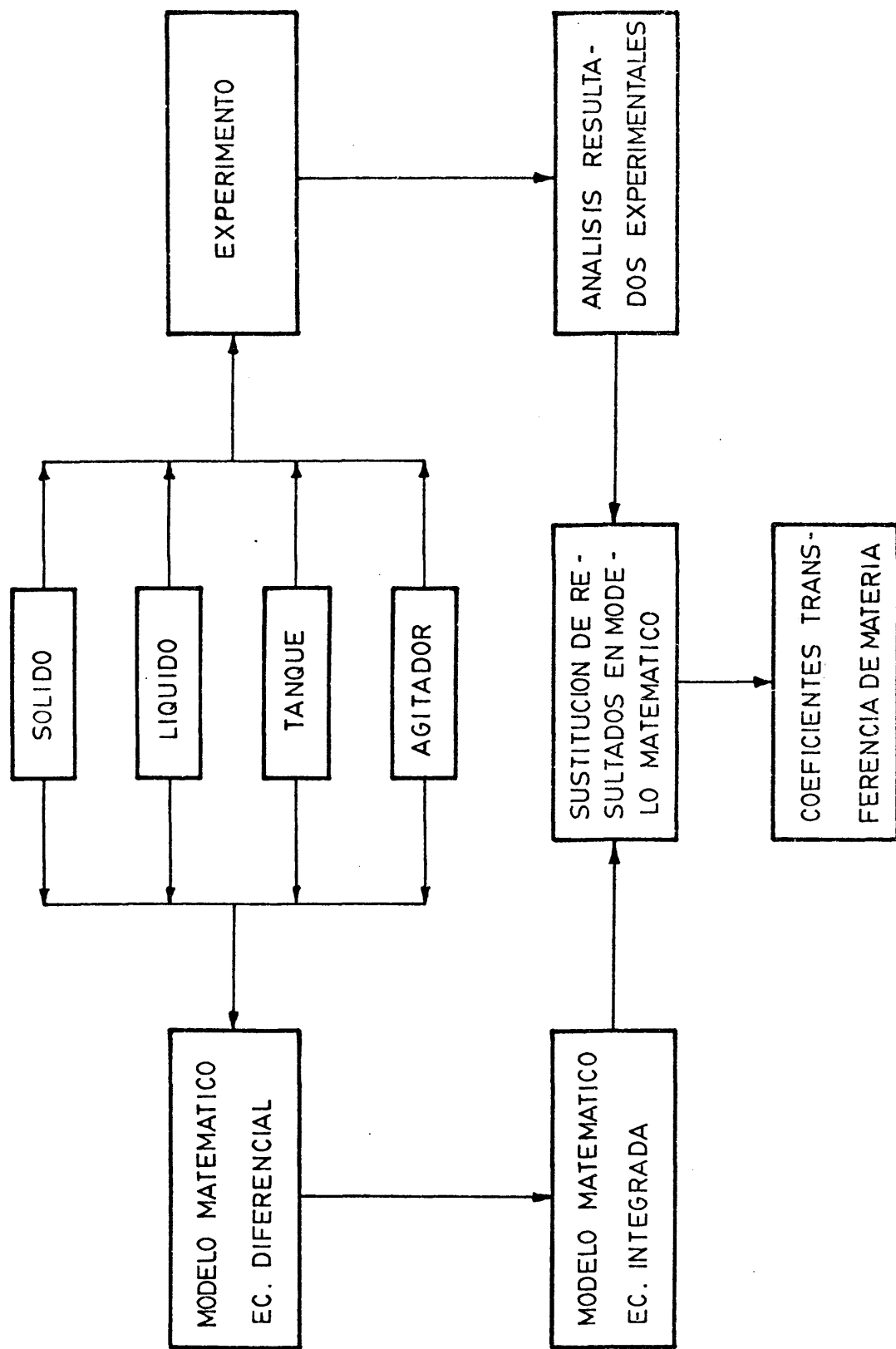
ficiente de transferencia de materia con dichas variables para tanques cilíndricos y esféricos a escala de laboratorio.

ii) Comprobar la validez de las ecuaciones deducidas para otros tanques de mayor tamaño, geométricamente semejantes a escala de laboratorio y piloto.

iii) Comparar los resultados obtenidos en tanques cilíndricos con los de tanques esféricos.

iv) Comparar los resultados obtenidos con los propuestos por otros investigadores para el caso de los tanques cilíndricos.

En la Figura 2.4 se esquematiza el método seguido para obtener los coeficientes de transferencia de materia a través de la fase líquida  $K_L$ .



Método de obtención de coeficientes de transferencia de materia

Figura 2.4

### 3. APARATO

La determinación de los coeficientes de transferencia de materia se ha desarrollado en una instalación de laboratorio y en otra de planta piloto, cuyas características se describen a continuación:

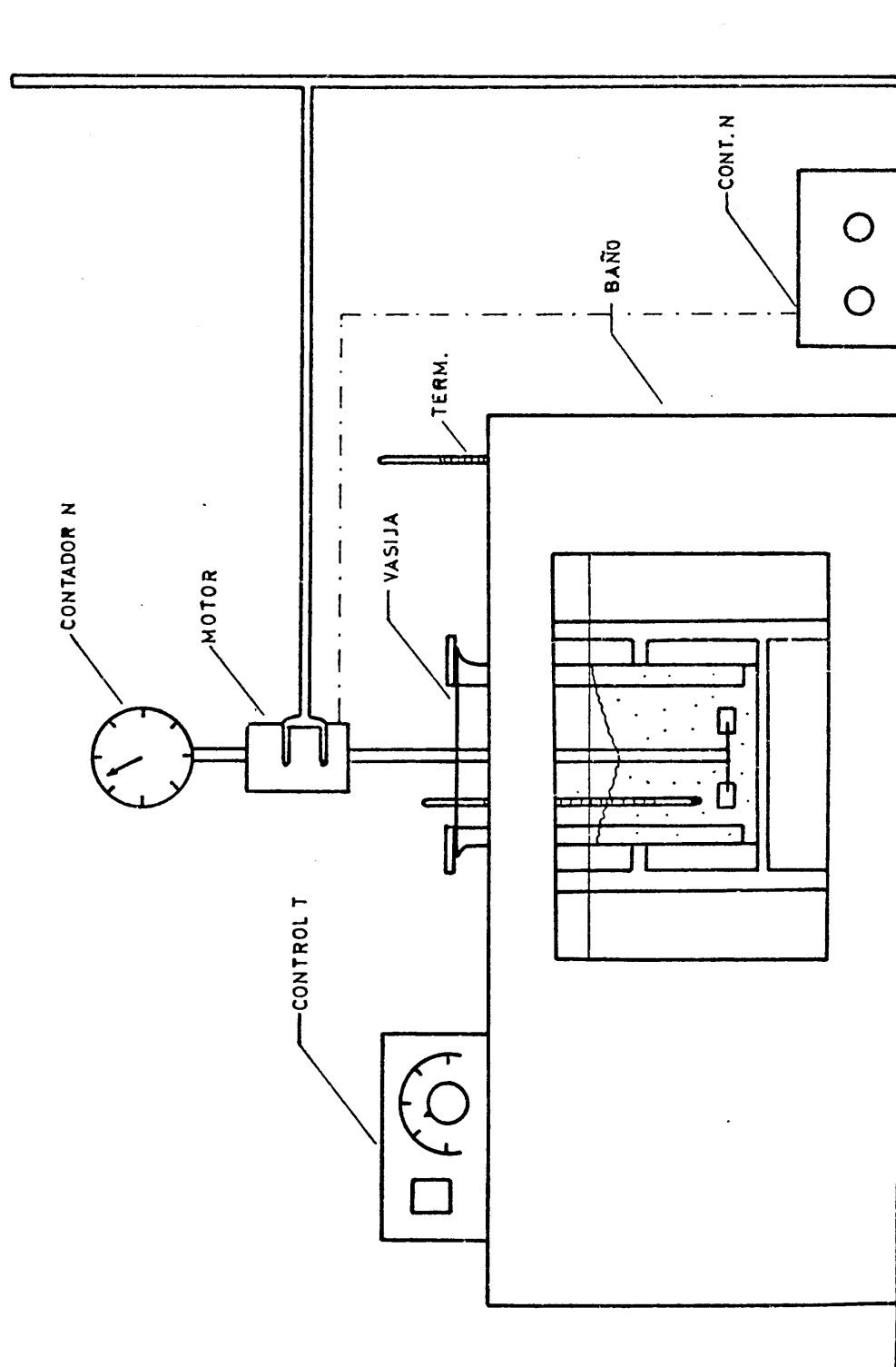
#### 3.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Los experimentos realizados en el laboratorio se han llevado a cabo en la instalación esquematizada en la Figura 3.1

Esta instalación consta de las siguientes partes:

- Sistema de contacto
- Sistema de agitación, medida y control
- Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura.





Instalación de laboratorio

Figura 3.1

### 3.1.1. Sistema de contacto.

Constituido por recipientes de vidrio pirex de forma cilíndrica con fondo plano de diversas capacidades (RCL-1, 5 l.; RCL-2, 3 l. y RCL-3, 2 l.) y un recipiente esférico de 5 l. de capacidad (RES). Las características y dimensiones de estos se detallan en el Apéndice 9.1.1.

Estos tanques suelen ir equipados con cuatro tabiques deflectores (DCL-1, DCL-2, DCL-3 y DES) cuyas dimensiones y características se detallan en el Apéndice 9.1.1.

### 3.1.2. Sistema de agitación, medida y control.

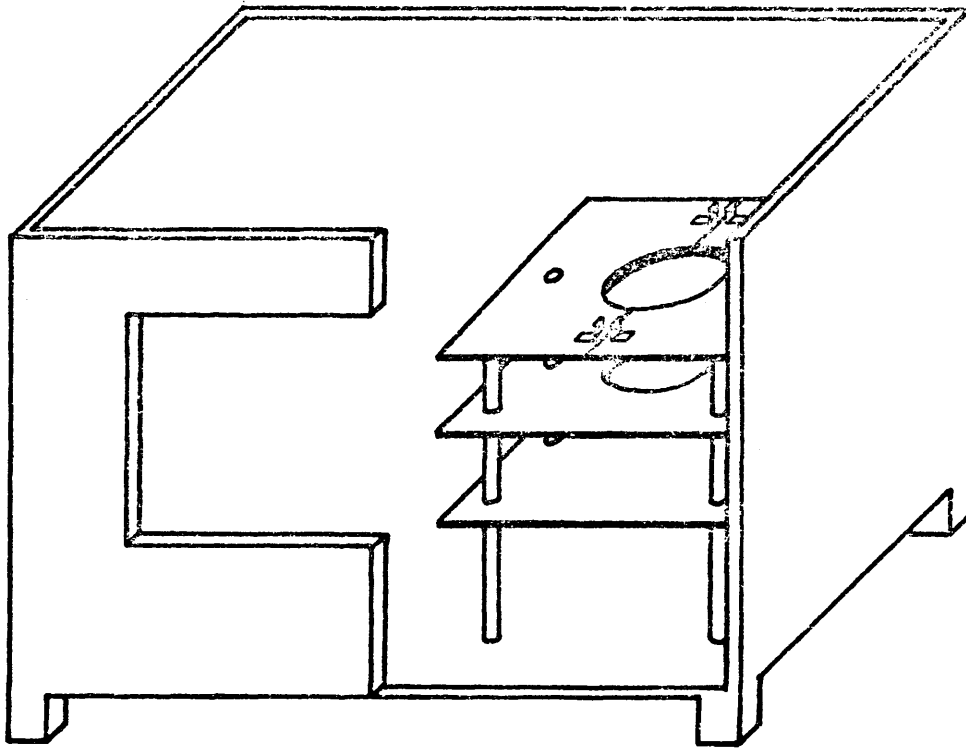
Constituido por un motor monofásico de 200 voltios y 1/10 de C.V. de potencia máxima, provisto de dos controles eléctricos a distancia que permiten regular la velocidad de agitación en el rango 0 a 800 r.p.m. con un error menor del 5%. Dicho motor acciona un agitador de turbina de cuatro paletas planas, cuyas características y dimensiones se detallan en el Apéndice 9.1.1. (AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4).

La velocidad de agitación se midió con un tacómetro acoplado al motor, que medía las revoluciones por minuto con un error inferior al 2,5%.

### 3.1.3. Sistema de calefacción medida y control de la temperatura.

El sistema de calefacción consiste en un baño termostático constituido por un recipiente paralelepédico de acero (Figura 3.2) aislado térmicamente, lleno de agua como fluido calefactor.

La temperatura se estabiliza y mantiene por medio de un termostato, tipo HAAKE 12, que lleva incorporadas resistencias



Baño termostático

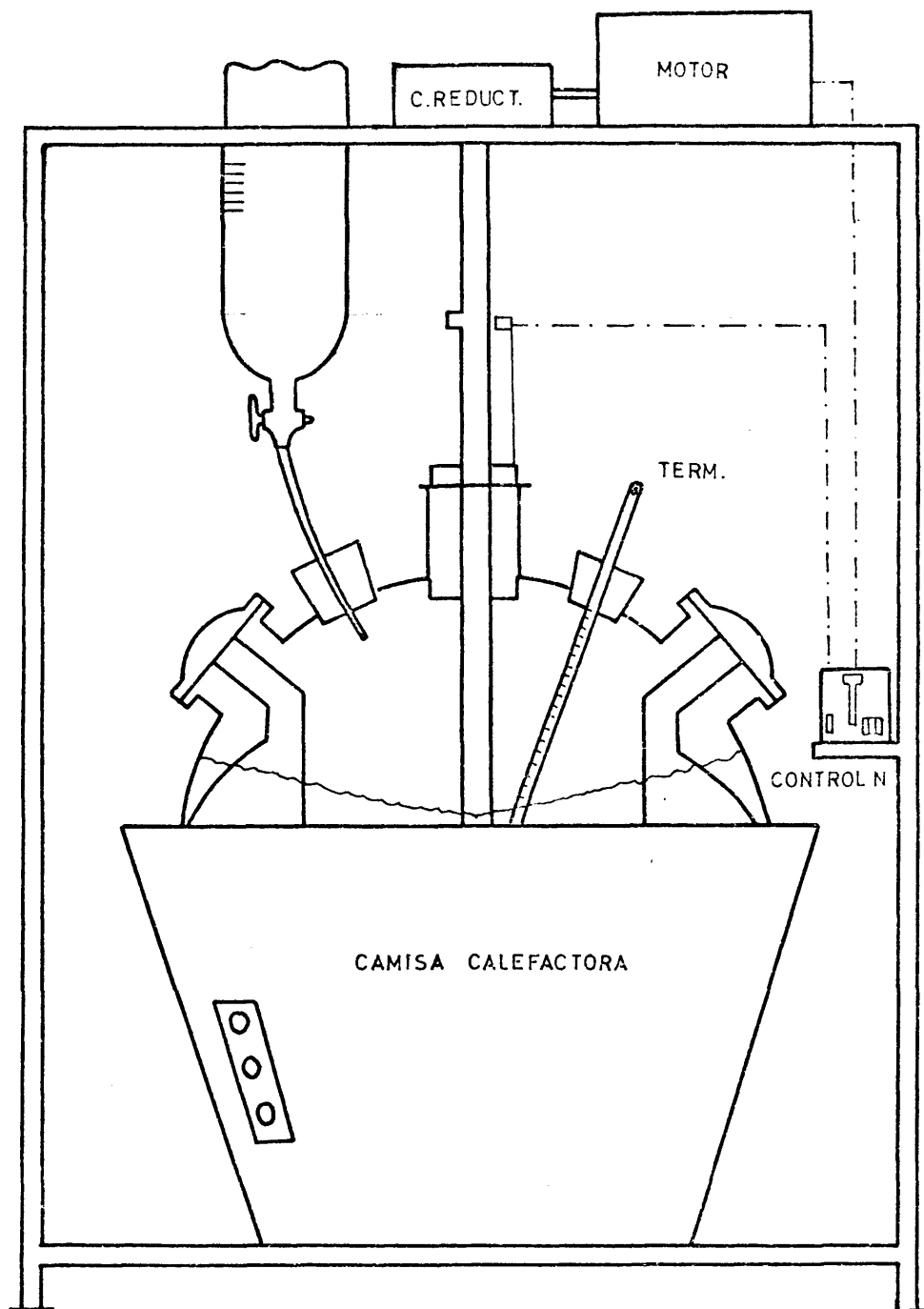
Figura 3.2

eléctricas para la calefacción, un termómetro de contacto eléctrico y relais electrónico controlador de la temperatura, así como una bomba de impulsión de líquido que produce la turbulencia necesaria en el agua del baño para la calefacción uniforme del mismo.

La temperatura en el baño y en el tanque se midió con termómetros calibrados de 0 a 60°C, no variando ésta en más de un grado sobre el valor deseado

### 3.2. INSTALACION DE PLANTA PILOTO

Los experimentos realizados en planta piloto se han llevado a cabo en la instalación esquematizada en la Figura 3.3.



Instalación de P. Piloto

Figura 3.3

Esta instalación consta de las siguientes partes:

- Sistema de contacto
- Sistema de agitación, medida y control
- Sistema de calefacción, medida y control de la temperatura

### 3.2.1. Sistema de contacto.

Está constituido por un recipiente de vidrio pirex esférico de 50 l. de capacidad (Figura 3.4), equipado de cinco bocas planas esmeriladas con las características y funciones siguientes:

Boca N° 1 ( $\phi=120$  mm), para inserción del sistema de agitación

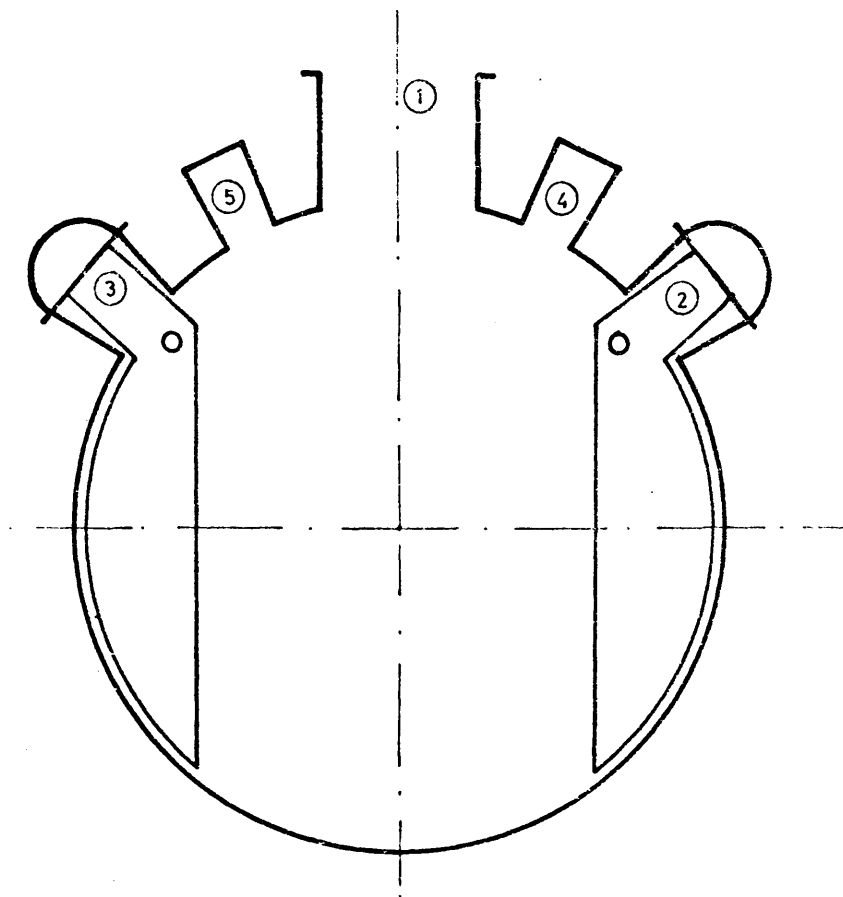
Boca N° 2 ( $\phi=115$  mm), para la colocación de un tabique deflector

Boca N° 3 ( $\phi=115$  mm), para la colocación de un tabique deflector

Boca N° 4 ( $\phi=48$  mm ), para la colocación de un termómetro y para la toma de muestras

Boca N° 5 ( $\phi=48$  mm) , para la alimentación del líquido

Las dimensiones y características del tanque se detallan en el Apéndice 9.1.2.



Tanque de P. Piloto

Figura 3.4

### 3.2.2. Sistema de agitación, medida y control.

Constituido por un motor trifásico de 380 voltios y 1/2 C.V. de potencia máxima, provisto de control mecánico (consistente en una caja reductora de engranajes) y un mando a distancia que permite regular la velocidad de agitación en el intervalo de 0 a 400 r.p.m. con un error inferior al 5%. Dicho motor acciona en agitador de turbina de cuatro paletas planas cuyas características y dimensiones se detallan en el Apéndice 9.1.2. (AG-5, AG-6 y AG-7).

La velocidad de agitación se midió con la ayuda de un dispositivo eléctrico consistente en una varilla metálica de 3 cm de longitud y 1 cm de diámetro, sujeta al eje del agitador, conectada a un contador eléctrico de impulsos, cada uno de los cuales corresponde con una vuelta del agitador.

La velocidad de agitación se mantiene en variaciones inferiores a un 2% sobre el valor deseado.

### 3.2.3. Sistema de calefacción, control y medida de la temperatura.

El sistema de calefacción consiste en una manta calefactora eléctrica de 220 voltios y 420 watios de potencia.

La temperatura se estabiliza por medio de tres termostatos que llevan incorporados tres resistencias eléctricas para la calefacción y un dispositivo (temporizador) que determina periódicamente el paso de la corriente a través de cada una de las resistencias.

La temperatura en el tanque se midió con un termómetro calibrado de 0 a 60°C, no variando ésta en más de un grado sobre el valor deseado.

Las dimensiones de la camisa calefactora utilizada se detallan en el Apéndice 9.1.2.

#### 4. MATERIALES Y PROCEDIMIENTO

##### 4.1. PRODUCTOS UTILIZADOS

Se utilizaron los siguientes productos comerciales:

- 1- Acido benzóico ( $C_7H_6O_2$ ), Merck-Schudart
- 2- Acido bórico ( $BO_3H_3$ ), Merck
- 3- Agua ( $H_2O$ ), destilada en el laboratorio
- 4- Cloruro sódico ( $ClNa$ ), Merck y comercial purificado
- 5- D-manita ( $C_6H_{14}O_6$ ), para análisis, Merck
- 6- Hidrogenoftalato de potasio ( $C_8H_5KO_4$ ), para análisis, Merck
- 7- Hidróxido sódico ( $NaOH$ ), para análisis, Merck
- 8- Nitrato de plata ( $NO_3Ag$ ), para análisis, Probus
- 9- Sacarosa ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ ), comercial refinada



Las características de las partículas sólidas de ácido benzóico, ácido bórico y cloruro sódico utilizadas se detallan en el Apéndice 9.2.

## 4.2. PROCEDIMIENTO OPERATIVO

### 4.2.1. Instalación de laboratorio.

Antes de iniciar un experimento con cada uno de los sistemas sólido-líquido estudiados, se limpiaba y secaba completamente el recipiente y sus accesorios de agitación.

Un experimento se comenzaba llenando el tanque correspondiente con el volumen deseado de líquido a utilizar, instalando a continuación los tabiques deflectores, en caso necesario. Una vez introducido el tanque en el baño termostático, se conectaba el sistema de calefacción del mismo para alcanzar la temperatura deseada, poniendo en funcionamiento la bomba impulsora del líquido.

A continuación, se instalaba y conectaba el agitador elegido. La velocidad de agitación se fijaba arbitrariamente en un valor suficiente para conseguir una calefacción uniforme en el líquido del tanque.

Alcanzadas y estabilizadas las temperaturas adecuadas en el baño y en el tanque se fijaba y mantenía la velocidad de agitación deseada con ayuda del cuentarrevoluciones.

En ese momento se introducían las partículas sólidas a la vez que se ponía en marcha un cronómetro, procediéndose a la toma de muestras cada cierto tiempo. El número de muestras tomadas era el suficiente para obtener la máxima información sobre el transcurso del proceso.

Al principio de cada experimento se medían las siguientes magnitudes:

$\theta$  : temperatura del líquido en el tanque

H : altura del líquido en el tanque

V : volumen del líquido en el tanque

$h_R$  : distancia del agitador al fondo del tanque

$N_p$  : número de partículas sólidas

$M_i$  : peso inicial de partículas sólidas introducidas

n : velocidad de agitación

tomándose las muestras para los intervalos  $t$  de tiempo establecidos. La concentración de sólido en las diferentes muestras se analizaba por volumetría, mediante un aparato de valoración automática, tal como se detalla en el Apéndice 9.4.1.

En la fase sólida, por tratarse de sustancias puras, no hay que considerar transferencia de materia. Así pues, si la resistencia opuesta por la superficie interfacial es despreciable, el coeficiente individual de transferencia de materia  $K_L$ , coincidirá con el coeficiente global  $K_T$  (ecuación [2.6]), pudiéndose evaluar éste mediante la ecuación deducida [2.9], que se reproduce a continuación:

$$\frac{dM}{dt} = K_L A (C_s - C) \quad [4.1]$$

Con el fin de llegar a una expresión del coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , que permitiera su determinación directa a partir de los datos experimentales esta ecuación ha sido integrada y reordenada como se explica en el Apéndice 9.4.2, obteniéndose la expresión siguiente:

$$K_L = \frac{V \rho_s^{2/3} Z}{\gamma N_p^{1/3} M_s^{2/3} t} \quad [4.2]$$

en la que:

$V$  : volumen de la disolución

$\rho_s$  : densidad del sólido

$\gamma$  : factor de forma de las partículas sólidas

$N_p$  : número de partículas sólidas

$M_s$  : masa de saturación del sólido

$t$  : tiempo

$$Z = \int_0^X \frac{dx}{(Y-x)^{2/3} (1-x)} \quad [4.3]$$

$$X = \frac{\text{Concentración de tiempo } t}{\text{Concentración de saturación}} \quad [4.4]$$

$$Y = \frac{\text{Masa inicial de sólido}}{\text{Masa de saturación}} \quad [4.5]$$

Puesto que los parámetros  $X$  e  $Y$  representan relaciones comunes a todos los experimentos, se ha resuelto gráficamente la integral  $Z$  (ecuación [4.3]) atribuyendo a las mismas los adecuados intervalos de valores. En las Figuras 9.10 y 9.11 del Apéndice

ce 9.4.2 se han representado los resultados de la integración de la forma Z frente a X para distintos valores de Y.

Las propiedades físicas requeridas se obtuvieron como se indica en el Apartado 4.2.3.

En los Apéndices 9.4, se amplían algunos detalles del procedimiento explicado.

#### 4.2.2. Instalación de planta piloto

Antes de iniciar un experimento con cada uno de los sistemas sólido-líquido estudiados se limpiaba y secaba completamente el recipiente, instalando a continuación el agitador deseado.

Cada experimento se comenzaba llenando el tanque con el volumen deseado de líquido mediante la probeta graduada situada en la boca nº 5 del tanque. A continuación se conectaba el sistema de calefacción hasta alcanzar y estabilizar la temperatura deseada.

Se ponía en funcionamiento el motor de agitación del tanque fijando arbitrariamente una velocidad de agitación suficiente para conseguir una temperatura homogénea en el líquido del tanque durante la calefacción.

Una vez alcanzada y estabilizada la temperatura deseada en el recipiente, se fijaba la velocidad de agitación conveniente con ayuda de un medidor de impulsos y un cronómetro.

En ese momento, se introducían las partículas sólidas, conectándose a continuación el contador de impulsos y el cronómetro. Las muestras se tomaban a lo largo del tiempo en número suficiente para asegurar la máxima información sobre el transcurso del proceso.

Al principio de cada experimento se medián las siguientes magnitudes:

$\theta$  : temperatura del líquido en el tanque

$h_R$  : distancia del agitador al fondo

$V$  : volumen de líquido en el tanque

$H$  : altura de líquido en el tanque

$N_p$  : número de partículas sólidas

$M_i$  : peso inicial de las partículas sólidas introducidas

$n$  : velocidad de agitación

tomándose las muestras en los tiempos establecidos. La concentración de sólidos en las diferentes muestras se analizaba por volumetría, mediante un aparato de valoración automática, como se detalla en el Apéndice 9.4.1.

La velocidad de agitación se calculaba dividiendo el número de impulsos del contador por el tiempo de duración del experimento, con lo que se llegaba a una velocidad de agitación media en el mismo, suficientemente exacta.

Como ya se indicó anteriormente (Apartado 4.2.1), puesto que los sólidos utilizados en la disolución eran puros y se despreciaba la posible resistencia a la transferencia de materia de la superficie interfacial, el coeficiente de transferencia de materia se evaluaba también mediante la ecuación [4.2].

Las propiedades físicas requeridas se obtuvieron como se indica en el Apartado 4.2.3.

Por último, en los Apéndices 9.4 se incluyen varios detalles del procedimiento.

#### 4.2.3. Propiedades físicas de los distintos sistemas.

Las propiedades físicas de los sistemas investigados, solubilidad ( $C_s$ ) y densidad ( $\rho_s$ ) del sólido; densidad ( $\rho$ ) y viscosidad ( $\mu$ ) del líquido y difusividad del sólido en el líquido ( $D$ ), bien se encontraron directamente en la bibliografía, bien se calcularon mediante correlaciones adecuadas, bien se determinaron experimentalmente en nuestro laboratorio. En las Tablas 9.6 a 9.13 del Apéndice 9.3, se resumen todas ellas indicando claramente su procedencia.

## 5. RESULTADOS EXPERIMENTALES

### 5.1. INSTALACION DE LABORATORIO

Se realizaron los experimentos en tanques cilíndricos y esféricos con y sin tabiques deflectores.

#### 5.1.1. Tanques cilíndricos.

Se utilizaron los siguientes sistemas sólido-líquido:

- Acido benzóico-agua
- Acido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa
- Acido bórico-agua

##### a) *Sistema ácido benzóico-agua*

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, se estudió la influencia de las siguientes variables:

- Tiempo de contacto,  $t$

- Factor de forma,  $h_R/H$
- Factor de forma,  $H/d$
- Número de partículas sólidas,  $N_p$
- Factor geométrico de las partículas sólidas,  $\gamma$
- Factor de forma,  $d_p/d$
- Factor de forma,  $T/d$
- Número de Reynolds,  $Re_i$
- Tabiques deflectores,
- Tamaño del tanque

Las características de las partículas sólidas de ácido benzóico utilizadas se detallan en el Apéndice 9.2. Las dimensiones del tanque, tabiques deflectores y agitadores utilizados se detallan en el Apéndice 9.1.

#### i) Influencia del tiempo de contacto

Se realizó un experimento de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en el tanque RCL-2, equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, en el que se mantuvieron constantes todas las condiciones con el fin de comprobar la influencia del tiempo de contacto entre las dos fases sobre el coeficiente de transferencia de materia.

Los valores de dichas variables fueron: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-4, velocidad de agitación 300 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.



En la Tabla 5.1 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales, y las condiciones de operación.

ii) Reproducibilidad de los experimentos

Se realizaron cinco experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, manteniendo constantes todas las condiciones de operación en los valores siguientes: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 400 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.2 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

iii) Influencia del factor de forma  $h_R/H$

Se realizaron seis experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, variando la distancia del agitador al fondo entre los valores 0,8-2,5 cm.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-3 y velocidad de agitación 400 r.p.m.

En la Tabla 5.3 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

iv) Influencia del factor de forma  $H/d$

Se realizaron cinco experimentos de disolución de par-

tículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, variando el volumen de líquido entre 1 y 3 l.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 400 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.4 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

v) Influencia del número de partículas sólidas

Se realizaron cinco experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, variando el número de partículas sólidas (PBZ-1) entre 50 y 150.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 400 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.5 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

vi) Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  
 $T/d$ ,  $d_p/d$  y  $\gamma$

Se realizaron treinta y cuatro experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, utilizando partículas PBZ-1 y PBZ-2, agitadores AG-2, AG-3 y AG-4 y variando la velocidad de agitación entre 200 y 700 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las

siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas 60 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En las Tablas 5.6 y 5.7 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

#### vii) Influencia de los tabiques deflectores

Se realizaron diez experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzoico en agua en un tanque RCL-2 sin tabiques deflectores con agitadores AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4, variando la velocidad de agitación entre 200 y 600 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.8 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

#### viii) Influencia del tamaño del tanque

Se realizaron dieciseis experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzoico en agua en tanques RCL-1 y RCL-3, geométricamente semejantes al tanque RCL-2, equipados con cuatro tabiques deflectores DCL-1 y DCL-3 respectivamente, geométricamente semejantes también al DCL-2. Los volúmenes de líquido fueron de 3,8 y 1,6 l., respectivamente, con agitadores AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4. La velocidad de agitación se varió entre 200 y 600 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En las Tablas 5.9 y 5.10 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

b) *Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa*

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas regulares de ácido benzóico en disoluciones acuosas de sacarosa, se estudió la influencia de las siguientes variables:

- Número de Reynolds,  $Re_j$
- Factor de forma,  $T/d$
- Número de Schmidt,  $Sc$
- Número de partículas sólidas,  $N_p$
- Número adimensional,  $\Delta\rho/\rho$

Para ello, se realizaron veintisiete experimentos de disolución de partículas regulares de ácido benzóico en disoluciones acuosas de sacarosa de cinco concentraciones diferentes en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, con agitadores AG-2, AG-3 y AG-4.

La velocidad de agitación se varió entre 300 y 700 r.p.m., también se varió el número de partículas sólidas (PBZ-1) entre 62 y 69.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de disolución en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En las Tablas 5.11 a 5.15 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

c) *Sistema ácido bórico-agua*

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas sólidas regulares de ácido bórico (cuyas características se relacionan en el Apéndice 9.2) en agua, se investigó la influencia de las siguientes variables:

- Tiempo de contacto,  $t$
- Número de Reynolds,  $Re_i$
- Factor de forma,  $T/d$
- Número de partículas sólidas,  $N_p$
- Factor de forma,  $d_p/d$
- Factor geométrico de las partículas sólidas,  $\gamma$

i) Influencia del tiempo de contacto

Se realizó un experimento de disolución de partículas sólidas regulares de ácido bórico en agua en el tanque RCL-2, equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, en el que se mantuvieron constantes todas las condiciones con el fin de comprobar la influencia del tiempo de contacto entre las dos fases sobre el coeficiente de transferencia de materia.

Los valores de dichas variables fueron: volumen de líquido en el tanque 2.5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PB0-2) 120, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 500 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.16 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

ii) Influencia del número de Reynolds y del factor de forma  $T/d$

Se realizaron nueve experimentos de disolución de partículas regulares de ácido bórico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2 con agitadores AG-2, AG-3 y AG-4 y variando la velocidad de agitación entre 300 y 500 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBO-2) 120 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En la Tabla 5.17 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

iii) Influencia del número de partículas sólidas, factor de forma  $d_p/d$  y factor geométrico de las partículas sólidas

Se realizaron doce experimentos de disolución de partículas regulares de ácido bórico en agua en un tanque RCL-2 equipado con cuatro tabiques deflectores DCL-2, con partículas sólidas PBO-1 y PBO-3, y agitadores AG-2, AG-3 y AG-4. La velocidad de agitación se varió entre 300 y 600 r.p.m. y el número de partículas sólidas entre 33 y 47.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 2,5 l., temperatura 20°C y distancia del agitador al fondo  $h_R = 1$  cm.

En las Tablas 5.18 y 5.19 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

### 5.1.2. Tanques esféricos.

Se estudiaron los siguientes sistemas sólido-líquido:

- Acido benzóico-agua
- Acido bórico-agua
- Cloruro sódico-agua

#### a) *Sistema ácido benzóico-agua*

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, se estudió la influencia de las siguientes variables:

- Factor de forma,  $h_R/H$
- Factor de forma,  $H/d$
- Número de partículas sólidas,  $N_p$
- Factor geométrico de las partículas sólidas,  $\gamma$
- Factor de forma,  $d_p/d$
- Factor de forma,  $T/d$
- Número de Reynolds,  $Re_i$
- Tabiques deflectores

#### i) Reproducibilidad de los experimentos

Se realizaron cinco experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, en un tanque RES equipado de 4 tabiques deflectores DES, manteniéndose constantes todas las condiciones de operación en los valores si

guientes: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 400 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En la Tabla 5.20 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

ii) Influencia del factor de forma  $h_R/H$

Se realizaron nueve experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, en un tanque RES equipado con 4 tabiques deflectores DES, variando la distancia del agitador al fondo entre 1 y 2,9 cm.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60, agitador tipo AG-3 y velocidad de agitación 400 r.p.m.

En la Tabla 5.21 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

iii) Influencia del factor de forma  $H/d$  y de  $N_p$

Se realizaron seis experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, en un tanque DES equipado con 4 tabiques deflectores DES, variando la altura del líquido en el tanque entre 10,4 y 18,5 cm.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes - las siguientes variables: temperatura 20°C, partículas sólidas PBZ-1, agitador tipo AG-3, velocidad de agitación 400 r.p.m. y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.



En la Tabla 5.22 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

iv) Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  
 $T/d$ ,  $d_p/d$  y  $\gamma$   
— — — — —

Se realizaron treinta y dos experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, en un tanque RES equipado con 4 tabiques deflectores DES, utilizando - partículas PBZ-1 y PBZ-2, agitadores AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4 y - variando la velocidad de agitación entre 200 y 700 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas 60 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En las Tablas 5.23 y 5.24 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

v) Influencia de los tabiques deflectores

Se realizaron diez experimentos de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico en agua, en un tanque RES sin tabiques deflectores, con agitadores AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4, variando la velocidad de agitación entre 300 y 600 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, número de partículas sólidas (PBZ-1) 60 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En la Tabla 5.25 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

## b) Sistema ácido bórico-agua

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas sólidas regulares de ácido bórico en agua, se investigó la influencia de las siguientes variables:

- Número de partículas sólidas,  $N_p$
- Factor geométrico de las partículas sólidas,  $\gamma$
- Factor de forma,  $d_p/d$
- Factor de forma,  $T/d$
- Número de Reynolds,  $Re_i$

Para analizar la influencia de estas variables se realizaron tres series de cuatro experimentos cada una de disolución de partículas sólidas regulares de ácido bórico en agua, en un tanque RES equipado con 4 tabiques deflectores DES, con agitadores AG-1, AG-2, AG-3 y AG-4, partículas sólidas PB0-1, PB0-2 y PB0-3, variando el número de partículas sólidas entre 40 y 144 y la velocidad de agitación entre 200 y 700 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En la Tabla 5.26 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

## c) Sistema cloruro sódico-agua

En los sistemas precedentes, la velocidad de disolución de las partículas sólidas era relativamente pequeña, por lo que, en cada experimento a partir de un cierto período ini-

cial bastante grande y sensiblemente constante, se podía considerar que el coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , se hacía independiente del tiempo (Apartado 5.1.1.). Esto permitía tomar tan sólo las muestras necesarias a partir de ese instante para determinar el valor del citado coeficiente.

Por el contrario, en el sistema cloruro sódico-agua la velocidad de disolución del sólido es muy elevada, por lo que los tiempos de experimentación son bastante inferiores a los de los otros sistemas, y además varían apreciablemente con las condiciones de operación. Por otro lado, al utilizar partículas irregulares en gran número, se pueden producir inicialmente finos que hacen aumentar transitoriamente el área de transferencia de materia, con el consiguiente error en los valores calculados para el coeficiente.

Por ello, para evitar tales inconvenientes, se tomaron muestras durante todo el intervalo de duración de cada experimento para poder trazar la curva  $K_L$ -t, y determinar a partir de ella el valor correcto del coeficiente de transferencia de materia.

En los resultados expuestos a continuación, para este sistema, sólo se relacionan los valores utilizados para determinar este último.

En los experimentos realizados sobre la velocidad de disolución de partículas sólidas regulares e irregulares de cloruro sódico en agua, cuyas características se relacionan en el Apéndice 9.2., se investigó la influencia de las siguientes variables:

- Factor de forma,  $T/d$
- Número de Reynolds,  $Re_i$

i) Determinación del factor de forma de los cristales de cloruro sódico

Se realizaron cuatro experimentos de disolución de partículas regulares e irregulares de cloruro sódico en agua, en un tanque RES con 4 tabiques deflectores DES, utilizando partículas PCL-1 y PCLI-1 y variando la velocidad de agitación entre 200 y 300 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, agitador tipo AG-2 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En la Tabla 5.27 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

ii) Influencia del número de Reynolds y del factor de forma  $L/d$

Se realizaron cinco experimentos de disolución de cristales de cloruro sódico en agua, en un tanque RES equipado con 4 tabiques deflectores DES, agitadores AG-1, AG-3 y AG-4 y variando la velocidad de agitación entre 200 y 600 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 3l., temperatura 20°C, 50,585 g. de partículas sólidas PCLI-1 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 2$  cm.

En la Tabla 5.28 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

## 5.2. INSTALACION DE PLANTA PILOTO

Se utilizó en esta instalación un tanque esférico equipado con dos tabiques deflectores. Las dimensiones y características del tanque se detallan en el Apendice 9.1.2.

Los experimentos se llevaron a cabo con las partículas sólidas totalmente suspendidas, utilizándose los sistemas sólido-líquido siguientes:

- Acido benzóico-agua
- Acido bórico-agua
- Cloruro sódico-agua

En todos estos sistemas se estudió la influencia del tamaño del tanque.

### 5.2.1. Sistemas ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua

Para analizar la influencia del tamaño del tanque con estos sistemas se realizaron dos series de tres experimentos cada una, de disolución de partículas sólidas regulares de ácido benzóico y ácido bórico en agua, utilizando agitadores AG-5, AG-6, y AG-7, partículas sólidas PBZ-1, PB0-1, PB0-2 y PB0-3, variando el número de partículas sólidas entre 83 y 600 y la velocidad de agitación entre 180 y 250 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 30l., temperatura 20°C y distancia del agitador al fondo  $h_R = 8$  cm.

En la Tabla 5.29 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

### 5.2.2. Sistema cloruro sódico-agua

Para analizar la influencia del tamaño del tanque sobre el coeficiente de transferencia de materia con este sistema, se realizaron ocho experimentos de disolución de cristales de cloruro sódico en agua, utilizándose agitadores AG-5, AG-6 y AG-7 y variando la velocidad de agitación entre 140 y 260 r.p.m.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes las siguientes variables: volumen de líquido en el tanque 30l., temperatura 20°C, 505,85 g. de partículas PCLI-1 y distancia del agitador al fondo  $h_R = 8$  cm.

En la Tabla 5.30 se resumen los resultados obtenidos a partir de los datos experimentales y las condiciones de operación.

TABLA 5.1

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del tiempo de contacto

$V = 2,5 \text{ l.}$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-4,  $n = 300$  r.p.m.,  $H = 14 \text{ cm.}$ ,  $h_R = 1 \text{ cm.}$

Exp.	t	C	$K_L$
1.1	10	0,33	0,2080
	20	0,52	0,1642
	30	0,62	0,1386
	40	0,75	0,1341
	50	0,90	0,1335
	60	1,03	0,1350
	70	1,13	0,1314
	80	1,24	0,1341
	min.	g/l	m/h

TABLA 5.2

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Reproducibilidad de un experimento

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-3,  $n = 400$  r.p.m.,  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	t	C	$K_L$
2.1	40	0,85	0,1560
2.2	40	0,83	0,1505
2.3	40	0,84	0,1533
2.4	40	0,86	0,1587
2.5	40	0,85	0,1560
	min.	g/l	m/h



TABLA 5.3

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $h_R/H$

$V = 2,5 \text{ l.}$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-3,  $n = 400$  r.p.m.,  $H = 14 \text{ cm.}$

Exp.	$h_R$	$t$	$C$	$K_L$
3.1	0,8	40	0,85	0,1560
3.2	1,0	40	0,84	0,1533
3.3	1,4	40	0,84	0,1533
3.4	1,9	40	0,83	0,1502
3.5	2,1	40	0,85	0,1560
3.6	2,5	40	0,84	0,1533
	cm.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.4

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $H/d$

$\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-3,  $n = 400$  r.p.m.

$h_R = 1$  cm.

Exp.	V	H	t	C	$K_L$
4.1	1,0	5,6	40	1,70	0,1653
4.2	1,5	8,4	40	1,25	0,1615
4.3	2,0	11,2	40	1,02	0,1625
4.4	2,5	14,0	40	0,84	0,1533
4.5	3,0	16,8	40	0,72	0,1570
	l.	cm.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.5

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de partículas sólidas  $N_p$  $V = 2,5 \text{ l.}$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ , Agitador AG-3,  $n = 400 \text{ r.p.m.}$ ,  $H = 14 \text{ cm.}$  $h_R = 1 \text{ cm.}$ 

Exp.	$N_p$	t	C	$K_L$
5.1	50	40	0,71	0,1541
5.2	60	40	0,84	0,1533
5.3	70	40	0,97	0,1533
5.4	100	40	1,21	0,1546
5.5	150	40	1,63	0,1552
		min.	g/l	m/h

## Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

## Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  
 $T/d$ ,  $\gamma$  y  $d_p/d$

$V = 2,51$ .,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
6.1	AG-2	200	40	0,81	0,1450
6.2	"	300	40	0,91	0,1697
6.3	"	400	40	0,99	0,1916
6.4	"	500	40	1,12	0,2272
6.5	"	600	40	1,21	0,2600
6.6	AG-3	200	40	0,72	0,1259
6.7	"	300	40	0,77	0,1368
6.8	"	400	40	0,84	0,1533
6.9	"	500	40	0,92	0,1752
6.10	"	600	40	1,02	0,1999
6.11	"	700	40	1,08	0,2189
6.12	AG-4	200	40	0,67	0,1149

TABLA 5.6 (Cont.)

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
6.13	AG-4	300	40	0,75	0,1341
6.14	"	400	40	0,76	0,1368
6.15	"	500	40	0,84	0,1533
6.16	"	600	40	0,86	0,1587
6.17	"	700	40	0,91	0,1697
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  
 $T/d$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$

$V = 2,51$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-2),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
7.1	AG-2	200	40	0,81	0,1470
7.2	"	300	40	0,88	0,1662
7.3	"	400	40	1,01	0,2004
7.4	"	500	40	1,10	0,2281
7.5	"	600	40	1,21	0,2600
7.6	AG-3	200	40	0,74	0,1321
7.7	"	300	40	0,78	0,1428
7.8	"	400	40	0,87	0,1599
7.9	"	500	40	0,94	0,1790
7.10	"	600	40	1,00	0,1940
7.11	"	700	40	1,10	0,2259
7.12	AG-4	200	40	0,68	0,1172

TABLA 5.7 (Cont.)

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
7.13	AG-4	300	40	0,74	0,1321
7.14	"	400	40	0,78	0,1428
7.15	"	500	40	0,81	0,1492
7.16	"	600	40	0,84	0,1556
7.17	"	700	40	0,91	0,1748
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.8

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/ no Defl.)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia de los tabiques deflectores

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_n = 60$  (PBZ-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
8.1	AG-1	200	40	0,70	0,1204
8.2	"	300	40	0,74	0,1313
8.3	AG-2	300	40	0,71	0,1231
8.4	"	400	40	0,73	0,1258
8.5	"	500	40	0,77	0,1368
8.6	AG-3	400	40	0,65	0,1094
8.7	"	500	40	0,70	0,1204
8.8	AG-4	400	40	0,60	0,1012
8.9	"	500	40	0,66	0,1122
8.10	"	600	40	0,69	0,1204
		r.p.m.	min.	g/l	m/h



TABLA 5.9

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-1/4 DCL-1)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del tamaño del tanque

 $V = 3,81.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1),  $H = 16,2$  cm.,  $h_R = 1,2$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
9.1	AG-1	200	40	0,61	0,1636
9.2	"	300	40	0,73	0,2108
9.3	AG-2	300	40	0,59	0,1604
9.4	"	400	40	0,64	0,1762
9.5	"	500	40	0,69	0,1982
9.6	AG-3	400	40	0,58	0,1573
9.7	"	500	40	0,60	0,1636
9.8	"	600	40	0,61	0,1636
9.9	AG-4	400	40	0,53	0,1353
9.10	"	500	40	0,57	0,1510
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.10

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-3/4 DCL-3)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del tamaño del tanque

$V = 1,61.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1),  $H = 12$  cm.,  $h_R = 0,86$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
10.1	AG-3	300	40	1,14	0,1556
10.2	"	400	40	1,28	0,1792
10.3	"	500	40	1,39	0,2028
10.4	AG-4	400	40	1,11	0,1509
10.5	"	500	40	1,17	0,1603
10.6	"	600	40	1,27	0,1792
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.11

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-disolución acuosa de sacarosa 5% en peso

Influencia de  $Re_i$ ,  $T/d$ ,  $Sc$ ,  $N_p$ , y  $\Delta\rho/\rho$

$V = 2,5\text{l.}$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 62$  (PBZ-1),  $H = 14\text{ cm.}$ ,  $h_R = 1\text{ cm.}$

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
11.1	AG-2	400	40	0,89	0,1988
11.2	"	500	40	0,99	0,2306
11.3	"	600	40	1,06	0,2571
11.4	AG-4	300	40	0,60	0,1193
11.5	"	400	40	0,64	0,1299
11.6	"	500	40	0,67	0,1378
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.12

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-disolución acuosa de sacarosa 10% en peso

Influencia de  $Re_f$ ,  $T/d$ ,  $Sc$ ,  $N_p$ , y  $\Delta\rho/\rho$

$V = 2,5\text{ l.}$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 63$  (PBZ-1),  $H = 14\text{ cm.}$ ,  $h_R = 1\text{ cm.}$

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
12.1	AG-2	400	40	0,86	0,1736
12.2	"	500	40	0,93	0,1995
12.3	"	600	40	1,02	0,2254
12.4	AG-4	300	40	0,58	0,1088
12.5	"	400	40	0,63	0,1192
12.6	"	500	40	0,66	0,1269
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.13

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-disolución acuosa de sacarosa 15% en peso

Influencia de  $Re_i$ ,  $T/d$ ,  $Sc$ ,  $N_p$  y  $\Delta\rho/\rho$

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 65$  (PBZ-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
13.1	AG-2	400	40	0,77	0,1433
13.2	"	500	40	0,85	0,1657
13.3	"	600	40	0,93	0,1886
13.4	AG-3	600	40	0,77	0,1433
13.5	"	700	40	0,81	0,1584
13.6	AG-4	500	40	0,63	0,1132
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.14

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-disolución acuosa de sacarosa 20% en peso

Influencia de  $Re_i$ ,  $T/d$ ,  $Sc$ ,  $N_p$  y  $\Delta\rho/\rho$

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 67$  (PBZ-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
14.1	AG-2	400	40	0,70	0,1197
14.2	"	500	40	0,79	0,1417
14.3	"	600	40	0,86	0,1588
14.4	AG-3	600	40	0,70	0,1197
14.5	"	700	40	0,74	0,1295
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.15

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido benzóico-disolución acuosa de sacarosa 25% en peso

Influencia de  $Re_j$ ,  $T/d$ ,  $Sc$ ,  $N_p$  y  $\Delta\rho/\rho$

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 69$  (PBZ-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
15.1	AG-2	400	40	0,68	0,1095
15.2	"	500	40	0,71	0,1166
15.3	"	600	40	0,76	0,1309
15.4	AG-3	700	40	0,69	0,1119
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.16

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido bórico-agua

Influencia del tiempo de contacto

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 120$  (PBO-2), Agitador AG-3,  $n = 500$  r.p.m.,  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	t	C	$K_L$
16.1	1	1,56	0,2521
	2	2,52	0,2149
	3	3,48	0,2082
	4	4,38	0,2070
	5	5,32	0,2076
	6	6,00	0,2053
	min.	g/l	m/h



TABLA 5.17

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido bórico-agua

Influencia del número de Reynolds y T/d

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 120$  (PBO-2),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
17.1	AG-2	300	5	5,09	0,1973
17.2	"	400	5	5,69	0,2287
17.3	"	500	5	6,50	0,2760
17.4	AG-3	300	5	4,43	0,1665
17.5	"	400	5	4,74	0,1802
17.6	"	500	5	5,32	0,2076
17.7	AG-4	300	5	4,13	0,1534
17.8	"	400	5	4,37	0,1648
17.9	"	500	5	4,60	0,1734
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.18

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido bórico-agua

Influencia del número de partículas,  $\frac{d_p}{d}$  y  $\gamma$

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 47$  (PBO-1),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
18.1	AG-2	500	5	1,56	0,2748
18.2	"	600	5	1,64	0,3058
18.3	AG-3	400	5	1,13	0,1804
18.4	"	600	5	1,36	0,2310
18.5	AG-4	500	5	1,11	0,1761
18.6	"	600	5	1,16	0,1847
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.19

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico (RCL-2/4 DCL-2)

Sistema ácido bórico-agua

Influencia del número de partículas,  $\frac{d_p}{d}$  y  $\gamma$

$V = 2,51.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 33$  (PBO-3),  $H = 14$  cm.,  $h_R = 1$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
19.1	AG-2	300	5	4,16	0,1989
19.2	"	400	5	4,81	0,2372
19.3	AG-3	300	5	3,63	0,1679
19.4	"	500	5	4,28	0,2070
19.5	AG-4	300	5	3,28	0,1502
19.6	"	400	5	3,58	0,1657
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.20

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema ácido benzóico-agua

Reproducibilidad de un experimento

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-3,  $n = 400$   
r.p.m.,  $H = 11,8$  cm.,  $h_R = 2$  cm.

Exp.	t	C	$K_L$
20.1	40	0,70	0,1512
20.2	40	0,72	0,1570
20.3	40	0,69	0,1512
20.4	40	0,71	0,1541
20.5	40	0,69	0,1512
	min.	g/l	m/h

TABLA 5.21

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $h_R/H$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1), Agitador AG-3,  $n = 400$   
r.p.m.,  $H = 11,8$  cm.

Exp.	$h_R$	t	C	$K_L$
21.1	1,0	40	0,69	0,1512
21.2	1,2	40	0,71	0,1541
21.3	1,4	40	0,72	0,1570
21.4	1,6	40	0,70	0,1512
21.5	2,1	40	0,69	0,1512
21.6	2,3	40	0,70	0,1512
21.7	2,5	40	0,68	0,1454
21.8	2,7	40	0,69	0,1512
21.9	2,9	40	0,71	0,1541
	cm.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.22

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $H/d$  y de  $N_p$

$\theta = 20^\circ\text{C}$ , partículas PBZ-1, Agitador AG-3,  $n = 400$  r.p.m.,  
 $h_R = 2$  cm.

Exp.	V	$N_p$	H	t	C	$K_L$
22.1	2,5	60	10,4	40	0,84	0,1532
22.2	3,0	60	11,8	40	0,70	0,1512
22.3	3,5	70	13,1	40	0,70	0,1512
22.4	4,0	63	14,8	40	0,56	0,1511
22.5	4,5	71	16,3	40	0,55	0,1447
22.6	5,0	79	18,5	40	0,55	0,1447
	l.		cm.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.23

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  $T/d$ ,  $\gamma$  y  $d_p/d$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1),  $H = 11,8$  cm.,  $h_R = 2$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
23.1	AG-1	200	40	0,82	0,1861
23.2	"	300	40	0,97	0,2384
23.3	"	400	40	1,37	0,4070
23.4	AG-2	200	40	0,65	0,1395
23.5	"	300	40	0,76	0,1657
23.6	"	400	40	0,86	0,2006
23.7	"	500	40	0,94	0,2297
23.8	"	600	40	1,02	0,2587
23.9	AG-3	200	40	0,61	0,1226
23.10	"	300	40	0,65	0,1395
23.11	"	400	40	0,70	0,1512
23.12	"	500	40	0,77	0,1715

TABLA 5.23 (Cont.)

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
23.13	AG-3	600	40	0,86	0,2006
23.14	"	700	40	0,92	0,2210
23.15	AG-4	200	40	0,54	0,1104
23.16	"	300	40	0,59	0,1250
23.17	"	400	40	0,64	0,1337
23.18	"	500	40	0,66	0,1424
23.19	"	600	40	0,70	0,1512
		r.p.m.	min.	g/l	m/h



## Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

## Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds y de los factores de forma  $T/d$ ,  $\gamma$  y  $d_p/d$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-2),  $H = 11,8$  cm.,  $h_R = 2$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
24.1	AG-1	200	40	0,98	0,1918
24.2	"	300	40	1,14	0,2387
24.3	AG-2	300	40	0,90	0,1705
24.4	"	400	40	1,01	0,2004
24.5	"	500	40	1,11	0,2302
24.6	"	600	40	1,20	0,2600
24.7	AG-3	400	40	0,82	0,1513
24.8	"	500	40	0,94	0,1790
24.9	"	600	40	1,01	0,2004
24.10	"	700	40	1,08	0,2217
24.11	AG-4	500	40	0,78	0,1407
24.12	"	600	40	0,83	0,1535
24.13	"	700	40	0,90	0,1705
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.25

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/sin DES)

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia de los tabiques deflectores

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $N_p = 60$  (PBZ-1),  $H = 11,8$  cm.,  $h_R = 2$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
25.1	AG-1	300	40	0,73	0,1629
25.2	"	400	40	0,79	0,1804
25.3	AG-2	300	40	0,68	0,1454
25.4	"	400	40	0,69	0,1513
25.5	"	500	40	0,73	0,1629
25.6	AG-3	400	40	0,65	0,1396
25.7	"	500	40	0,66	0,1425
25.8	AG-4	400	40	0,60	0,1280
25.9	"	500	40	0,60	0,1280
25.10	"	600	40	0,67	0,1425
		r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.26

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema ácido bórico-agua

Influencia de  $N_p$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$ ,  $T/d$  y  $Re_i$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ , particul. PBO,  $H = 11,8$  cm.,  $h_R = 2$  cm.

Exp.	Partículas	$N_p$	Agitador	n	t	C	$K_L$
26.1	PBO-1	56	AG-2	300	5	1,18	0,1920
26.2	"	56	AG-3	400	5	1,13	0,1808
26.3	"	56	AG-4	600	5	1,14	0,1808
26.4	"	56	AG-4	700	5	1,21	0,1972
26.5	PBO-2	144	AG-1	200	5	5,64	0,2258
26.6	"	144	AG-2	400	5	5,82	0,2338

TABLA 5.26 (Cont.)

Exp.	Partículas	N <sub>p</sub>	Agitador	n	t	C	K <sub>L</sub>
26.7	PB0-2	144	AG-3	500	5	5,39	0,2127
26.8	"	144	AG-3	600	5	5,86	0,2368
26.9	PB0-3	40	AG-1	300	5	5,59	0,2878
26.10	"	40	AG-2	500	5	5,39	0,2745
26.11	"	40	AG-2	600	5	5,90	0,3083
26.12	"	40	AG-3	700	5	5,19	0,2606
				r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.27

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema cloruro sódico-agua

Determinación del factor de forma  $\gamma$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ , Agitador AG-2,  $H = 11,8 \text{ cm.}$ ,  $h_R = 2 \text{ cm.}$

Exp.	Partículas	$N_p$	$n$	$t$	$C$	$K_L \cdot \gamma$
27.1	PCL-1	7	200	210	11,81	1,55
27.2	"	7	300	180	11,99	1,87
27.3	PCLI-1	865	200	60	12,89	1,27
27.4	"	865	300	50	12,91	1,53
			r.p.m.	s.	g/l	m/h

TABLA 5.28

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico (RES/4 DES)

Sistema cloruro sódico-agua

Influencia de  $Re_i$  y  $T/d$

$V = 31.$ ,  $\theta = 20^\circ\text{C}$ ,  $M_i = 50,585$  g. (PCLI-1),  $H = 11,8$  cm.,  
 $h_R = 2$  cm.

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
28.1	AG-1	200	50	13,78	0,2783
28.2	AG-3	300	60	12,78	0,2033
28.3	"	400	60	13,42	0,2212
28.4	AG-4	500	50	13,03	0,2103
28.5	"	600	60	11,81	0,2242
		r.p.m.	s.	g/l	m/h

TABLA 5.29

## Instalación de Planta Piloto

## Sistemas ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua

## Influencia del tamaño del tanque

$V = 301.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $H = 24,96$  cm.,  $h_R = 8$  cm.

Exp.	Partículas	$N_p$	Agitador	n	t	C	$K_L$
29.1	PBZ-1	600	AG-5	240	40	1,18	0,3170
29.2	"	600	AG-6	230	40	1,00	0,2501
29.3	"	600	AG-7	250	40	0,92	0,2210
29.4	PB0-1	561	AG-5	180	4	1,46	0,3171
29.5	PB0-2	300	AG-6	190	4	1,17	0,2632
29.6	PB0-3	83	AG-7	200	5	1,02	0,2245
				r.p.m.	min.	g/l	m/h

TABLA 5.30

## Instalación de Planta Piloto

## Sistema cloruro sódico-agua

## Influencia del tamaño del tanque

$V = 301.$ ,  $\theta = 20^{\circ}\text{C}$ ,  $M_i = 505,85 \text{ g. (PCLI-1)}$ ,  $H = 24,96 \text{ cm.}$ ,  
 $h_R = 8 \text{ cm.}$

Exp.	Agitador	n	t	C	$K_L$
30.1	AG-5	140	30	11,17	0,3246
30.2	"	180	30	12,24	0,3751
30.3	"	220	30	13,07	0,4257
30.4	AG-6	140	45	12,53	0,2579
30.5	"	200	30	11,10	0,3226
30.6	"	240	30	11,99	0,3635
30.7	AG-7	200	45	12,78	0,2715
30.8	"	260	30	11,03	0,3197
		r.p.m.	s.	g/l	m/h



## 6. DISCUSION DE LOS RESULTADOS

### 6.1. CONSIDERACIONES PREVIAS

En la discusión de los resultados que a continuación se desarrolla, se ha supuesto que la velocidad de transferencia de materia no esta afectada por la transmisión de calor. En los sistemas ácido benzóico-agua, ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa y ácido bórico-agua, las cantidades de sólido disueltas en todos los experimentos son tan reducidas (1,2 g/l min. como máximo), que el calor de disolución desprendido no puede producir variaciones significativas de temperatura en las proximidades del sólido, que modifiquen la concentración de saturación correspondiente.

En el sistema cloruro sódico-agua las cantidades de sólido disueltas por unidad de tiempo son bastante más elevadas que en los sistemas anteriores (del orden de 17 g/l min). Considerando el calor de disolución del cloruro sódico en agua a 25°C, 928 Kcal/mol, la disminución promedio de temperatura en el tanque sería de 0,25°C/min, aproximadamente. Por otra parte, la solubilidad del cloruro sódico varia muy poco con la temperatura

(Apéndice 9.3.4.). Por consiguiente, aunque se produjeran elevaciones locales de temperatura en las proximidades del sólido, - poco probables dada la buena agitación del recipiente, no se -- traducirían en errores apreciables en la determinación de la -- concentración de saturación a partir de la temperatura media del recipiente.

El gran número de variables que afectan al coeficiente individual de transferencia de materia en la fase líquida  $K_L$ , en el caso de sistemas sólido-líquido en tanques agitados puesto de manifiesto en el Apartado 2 de esta Memoria, aconseja su agrupamiento en razones adimensionales, a fin de facilitar el estudio de su influencia.

Por análisis dimensional (Apéndice 9.4.4.) se llega a la función:

$$Sh_i = f(Re_i, Sc, N_p, \gamma, W_1, W_2, W_3, W_4, W_5) \quad [6.1]$$

La influencia de las distintas variables se discutirán considerando la que corresponde a las razones adimensionales de la función anterior, que las engloban, pues de tal forma, -- atribuyendo a la misma caracter potencial, como es práctica habitual en Ingeniería Química será posible llegar a ecuaciones - generales que reproduzcan los datos experimentales con suficiente precisión, útiles, por tanto, para la evaluación del coeficiente  $K_L$ , en cada caso concreto. A tal fin la función [6.1] expresada como potencial será:

$$\frac{K_L T}{D} = a \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^b \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^c N_p^h \gamma^i \left[ \frac{h_R}{H} \right]^e \left[ \frac{H}{d} \right]^f \left[ \frac{dp}{d} \right]^j \left[ \frac{\Delta \rho}{\rho} \right]^k \left[ \frac{T}{d} \right]^q \quad [6.2]$$

6.2.1. Tanques cilíndricos

a) *Sistema ácido benzoico-agua*

i) Influencia del tiempo de contacto entre el sólido y el líquido

En la Figura 6.1 se han representado en coordenadas cartesianas los valores del coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $K_L$ , m/h, calculados a partir de las distintas muestras tomadas durante el experimento 1.1 -- (Tabla 5.1), frente al tiempo de contacto o de toma de aquellas.

Se observa, que los valores de  $K_L$  decrecen rápidamente con el tiempo de contacto, hasta alcanzarse los 30 minutos. A continuación, la variación del coeficiente  $K_L$  con el tiempo se amortigua, tendiendo hacia un valor asintótico, constante, de 0,1340 m/h a los 40 minutos.

Esta variación del coeficiente de transferencia de materia en el periodo inicial del experimento puede atribuirse a que la superficie de las partículas sólidas sea en dicho periodo mayor que la que se calcula geométricamente suponiendo que las partículas son compactas. Ello puede deberse o bien a irregularidades existentes en la superficie originada durante la fabricación, o, lo que es más probable, a la presencia de polvo de ácido benzóico sin compactar sobre la superficie. Mientras quede parte de este polvo sin disolver se obtendrán coeficientes de transferencia de materia anormalmente elevados y variables con el tiempo, cuando en realidad deberían ser independientes del mismo.

Por todo ello, en toda la experimentación que se realizó se adoptó para el coeficiente de transferencia el valor -- constante que se alcanza para un tiempo suficientemente elevado.

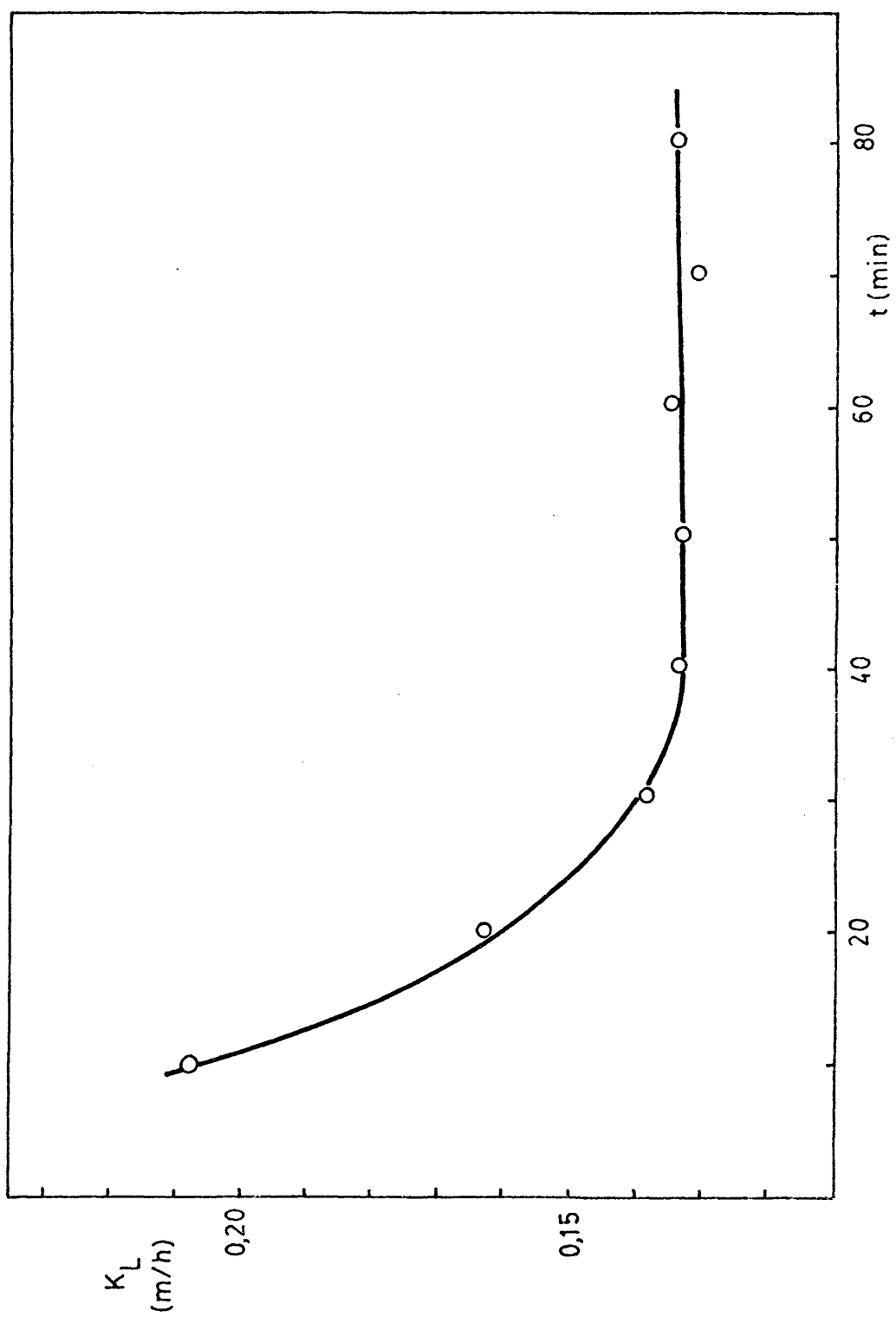


FIGURA 6.1

### ii) Reproducibilidad de los experimentos

En la Tabla 5.2 se resumen los resultados obtenidos en cinco experimentos 2.1 a 2.5 realizados en las mismas condiciones experimentales. Se aprecia en ella que los valores deducidos para el coeficiente individual de transferencia de materia concuerdan perfectamente ya que las desviaciones de los mismos respecto al valor medio, 0,1549 m/h, son inferiores al dos por mil.

### iii) Influencia del factor de forma $h_R/H$

En la Tabla 6.1 se indican los valores del coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida  $K_L$  y del factor de forma  $h_R/H$ , calculados a partir de los datos experimentales presentados en la Tabla 5.3.

En la Figura 6.2 se representa  $K_L$  frente a  $h_R/H$  en coordenadas logarítmicas. Los puntos se alinean sobre una recta horizontal, lo que indica que el coeficiente de transferencia no depende de la distancia del agitador al fondo del recipiente, al menos en el intervalo de valores del factor de forma  $h_R/H$  investigado. En consecuencia, el exponente  $e$  de dicho factor en la ecuación [6.2] ha de ser nulo:

$$e = 0 \quad [6.3]$$

### iv) Influencia del factor de forma $H/d$

En la Tabla 6.2 se reseñan los valores del coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , y del factor de forma  $H/d$  calculados a partir de los datos presentados en la Tabla 5.4.

En la Figura 6.3 se ha representado  $K_L$  frente a  $H/d$  en escalas logarítmicas, ajustándose los puntos a una línea recta de pendiente negativa, lo que confirma que la dependencia de  $K_L$  del factor de forma  $H/d$  es de tipo potencial.

El ajuste por el método de los mínimos cuadrados de --

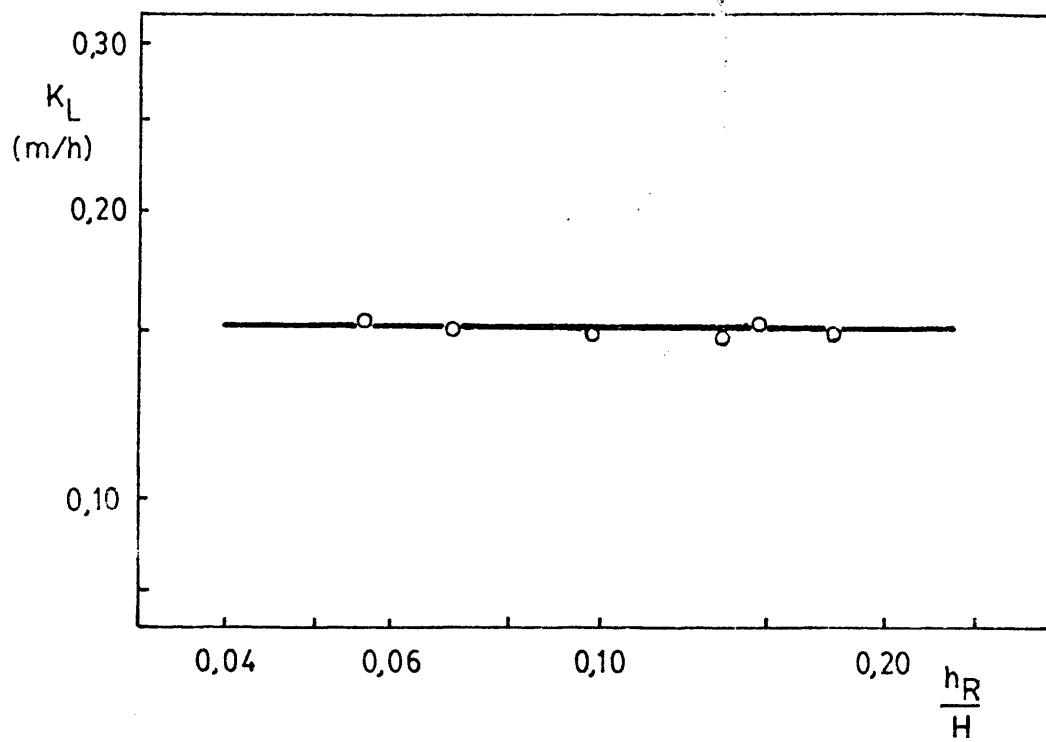


FIGURA 6.2

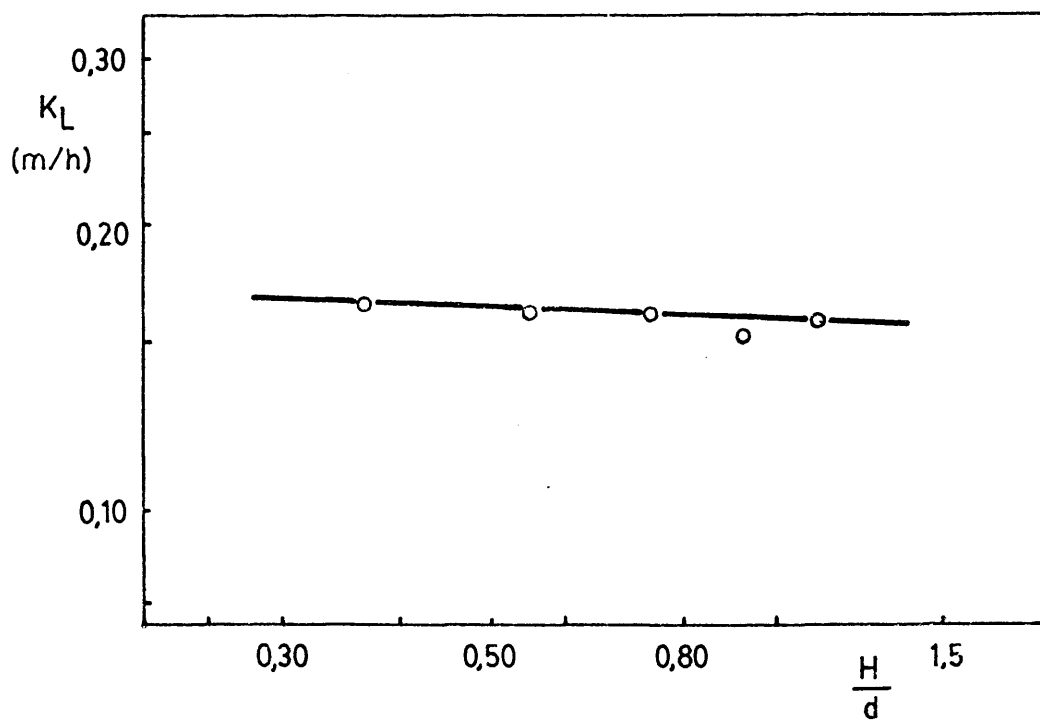


FIGURA 6.3

Los puntos experimentales conduce a una recta de pendiente -0,057, valor que representa también al exponente  $f$  del citado factor de forma, de acuerdo con la ecuación [6.2].

$$K_L \propto \left[ \frac{H}{d} \right]^{-0,057} \quad \therefore \quad f = -0,057 \quad [6.4]$$

La disminución de  $K_L$  al aumentar  $H/d$  puede explicarse considerando que al aumentar la altura de líquido  $H$ , y por tanto su volumen, en un tanque dado, hay puntos más alejados del agitador y en ellos la turbulencia real es menor, resultando un coeficiente de transferencia  $K_L$  también inferior.

#### v) Influencia del número de partículas sólidas

En la Figura 6.4 se ha representado el coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , frente al número de partículas sólidas presentes en el tanque, en coordenadas logarítmicas, a partir de los datos relacionados en la Tabla 5.5.

Se aprecia como era lógico esperar, que los puntos -- quedan situados sobre una línea recta horizontal. Así pues, el coeficiente de transferencia  $K_L$  es independiente del número de partículas presentes y el exponente de esta variable en la ecuación [6.2] debe ser nulo.

$$h = 0 \quad [6.5]$$

#### vi) Influencia de los factores de forma $d_p/d$ y $\gamma$

En la Tabla 6.3 se reseñan los valores del coeficiente de transferencia de materia calculados a partir de los datos de las Tablas 5.6 y 5.7, correspondientes a dos series de experimentos realizados con partículas de diferente forma y tamaño, y se indican así mismo los tipos de estas utilizados y las condiciones de operación.

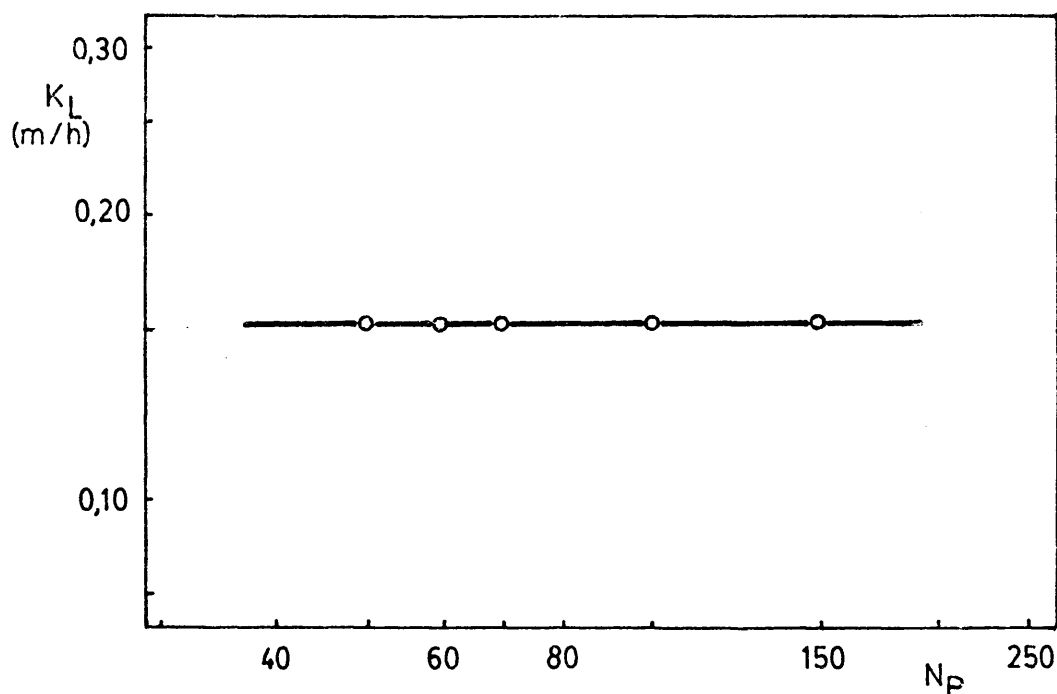


FIGURA 6.4

Si se comparan los coeficientes individuales obtenidos en pares de experimentos realizados en las mismas condiciones, - pero con partículas de distinto tamaño y forma, no se aprecian diferencias significativas entre ellas, por lo que se puede afirmar que estas últimas variables no afectan sensiblemente al coeficiente de transferencia y, por tanto, que los exponentes de -- los factores de forma  $\gamma$  y  $d_p/d$  en la expresión [6.2] deben ser - nulos:

$$i = 0 \quad [6.6]$$

$$j = 0 \quad [6.7]$$

vii) Influencia del factor de forma  $T/d$

A partir de los datos de la Tabla 6.3 se ha representado en la Figura 6.5 el coeficiente de transferencia de materia,



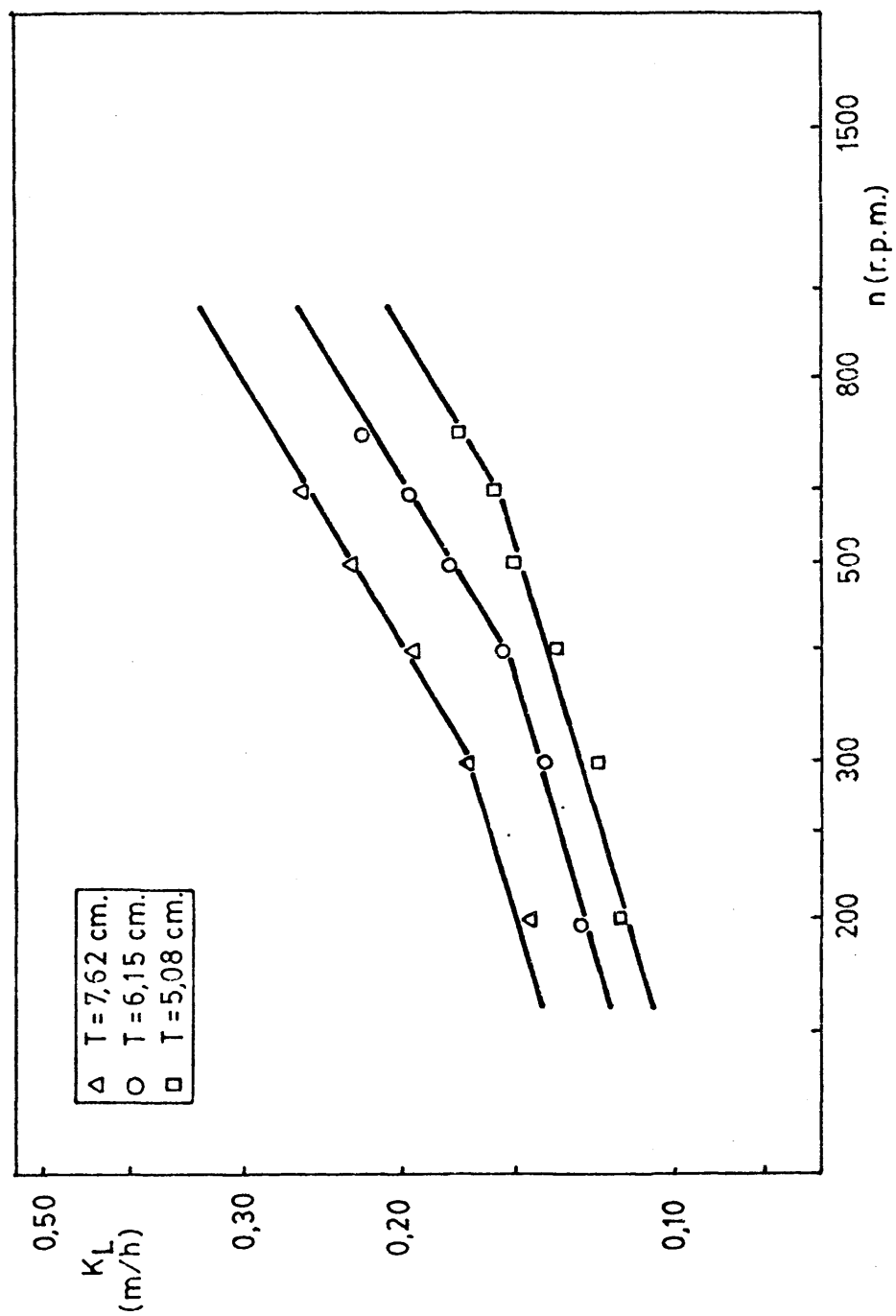


FIGURA 6.5

$K_L$ , frente a la velocidad de giro del agitador,  $n$ , en escalas logarítmicas, para los tres tamaños de turbina estudiados.

Los puntos experimentales quedan alineados sobre seis rectas, dos para cada tamaño de turbina, que se distribuyen en dos grupos de tres rectas paralelas de distinta pendiente. Los valores de la pendiente de cada recta se han determinado por -- ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados, resumiéndose en la Tabla 6.4.

Si se considera que la fiabilidad de los valores obtenidos para las pendientes de las rectas crece:

- Al aumentar el diametro del agitador en el haz de rectas de mayor pendiente y al disminuir en el de menor.

- Al aumentar el número de puntos experimentales.

- Al aumentar el factor de ajuste

los valores que se consideran más probables para las pendientes de los dos haces de rectas son:

Haz de mayor pendiente: 0,63

Haz de menor pendiente: 0,30

o lo que es lo mismo, de acuerdo con la ecuación [6.2]

$$K_L \propto n^{0,63} \therefore b = 0,63 \quad [6.8]$$

para las condiciones que corresponden al haz de mayor pendiente y

$$K_L \propto n^{0,30} \therefore b = 0,30 \quad [6.9]$$

para las de menor.

Por otra parte en la Figura 6.6 se ha representado el coeficiente de transferencia de materia frente al diametro de la turbina utilizando como parámetro la velocidad de agitación, en coordenadas logarítmicas.

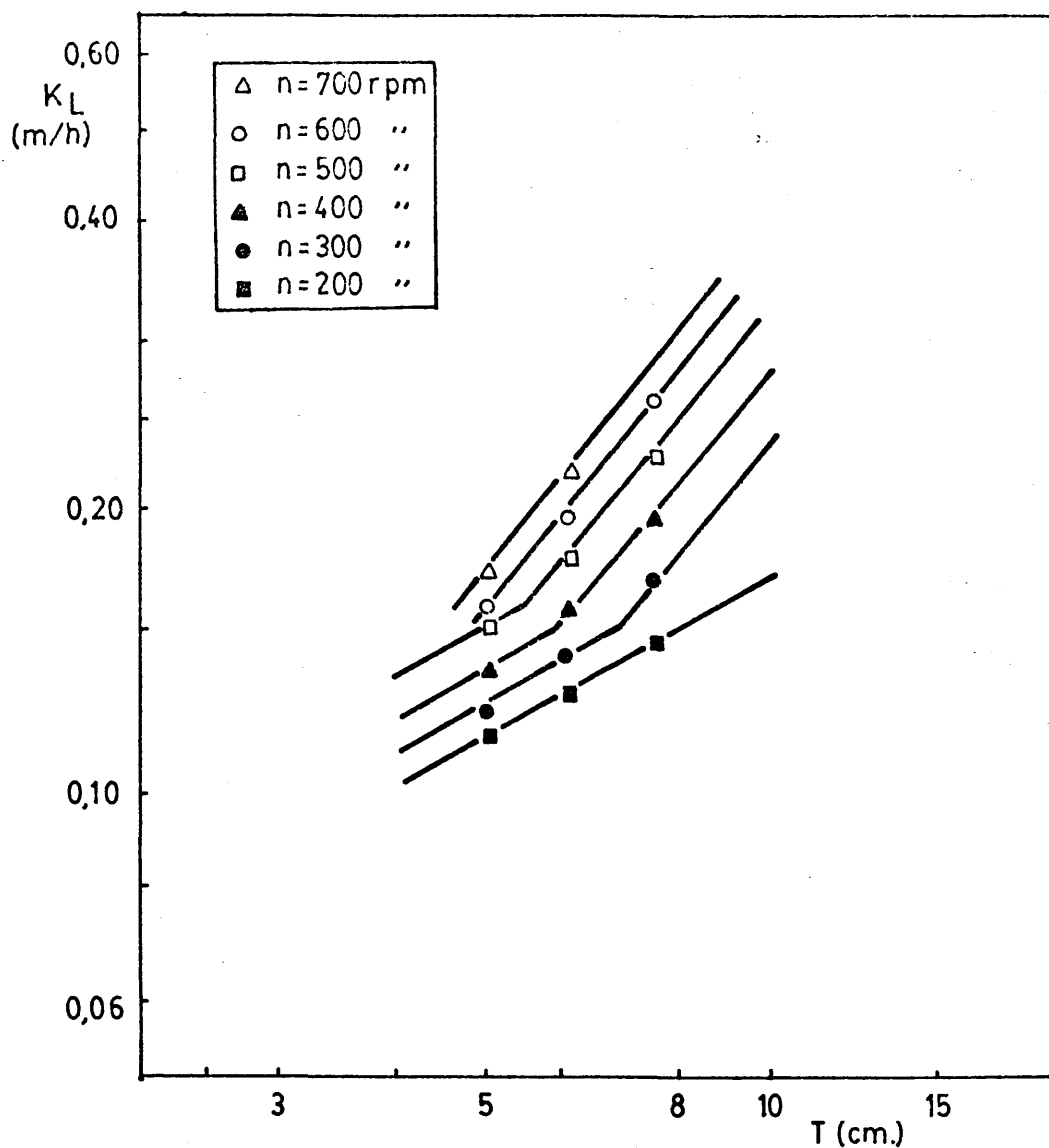


FIGURA 6.6

Los puntos quedan alineados sobre una serie de rectas que pueden agruparse en dos haces paralelos de pendientes diferentes, en el intervalo de diámetros de turbina ensayados. Para las velocidades de agitación más elevadas (600 y 700 r.p.m.) las rectas pertenecen al haz de mayor pendiente; para la velocidad inferior (200 r.p.m.) al de menor y, por último, para las tres velocidades intermedias 300, 400 y 500 r.p.m. se obtienen dos tramos uno perteneciente al haz de mayor pendiente y otro al menor.

Las pendientes de estas rectas se determinaron por el

Teniendo en cuenta que, en este caso la fiabilidad - de las pendientes calculadas crece:

- Al aumentar la velocidad de agitacion para las rectas de mayor pendiente y al disminuir para las de menor.

- Al aumentar el número de puntos experimentales.

- Al aumentar el factor de ajuste se han adoptado los siguientes valores para la pendiente de los dos haces.

Haz de mayor pendiente: 1,24

Haz de menor pendiente; 0,57

o, lo que es lo mismo teniendo en cuenta la ecuación [6.2]:

$$K_L \propto T^{1,24} \therefore 2b+q-1 = 1,24 \quad [6.10]$$

para las condiciones que corresponden a las rectas de mayor pendiente y

$$K_L \propto T^{0,57} \therefore 2b+q-1 = 0,57 \quad [6.11]$$

para las de menor.

De los dos sistemas de ecuaciones: [6.8] y [6.10] por un lado y [6.9] y [6.11] por otro se llega a un valor común de q:

$$q = 0,98 \approx 1 \quad [6.12]$$

Dada la proximidad del valor encontrado a la unidad, y su concordancia con el propuesto por otros investigadores se adoptó el valor 1 para el exponente q del factor de forma T/d - en la ecuación [6.2] .

Este valor del exponente q permite englobar en la citada ecuación el factor de forma T/d en el número de Sherwood -

$K_L \cdot T/D$ , refiriendo este al diametro del tanque en vez de al correspondiente del agitador, es decir:

$$Sh_t = \frac{K_L \cdot d}{D} \quad [6.13]$$

que será el utilizado en lo sucesivo.

Por último aunque en este apartado se ha obtenido un valor para el exponente del número de Reynolds  $b$ , en el siguiente se estudia la influencia del mismo a partir de un mayor número de datos, lo que permitirá calcular dicho exponente con mayor precisión.

#### viii) Influencia del número de Reynolds

Con los datos de la Tabla 6.6 obtenida a partir de los datos de las 5.6 y 5.7 en la Figura 6.7 se han representado los coeficientes de transferencia de materia,  $K_L$ , frente al número de Reynolds referido al diametro del agitador, en escalas logarítmicas.

Los puntos experimentales se agrupan sobre dos rectas de pendientes positivas, que se cortan para un número de Reynolds próximo a 27.000. Los valores de las pendientes se han determinado por ajuste por el método de mínimos cuadrados, obteniéndose las siguientes proporcionalidades entre  $K_L$  y el número de Reynolds,

$$K_L \propto Re_i^{0,63} \quad \therefore b = 0,63 \text{ para } Re_i \geq 27.000 \quad [6.14]$$

$$K_L \propto Re_i^{0,28} \quad \therefore b = 0,28 \text{ para } Re_i \leq 27.000 \quad [6.15]$$

El número de Reynolds critico (27.000) representa el valor del mismo por debajo del cual las fuerzas de impulsión -- del agitador y de flotación de las partículas combinadas son inferiores al peso de las mismas en parte o en todo el recipiente, haciendo que éstas sedimenten en las zonas menos agitadas. Como

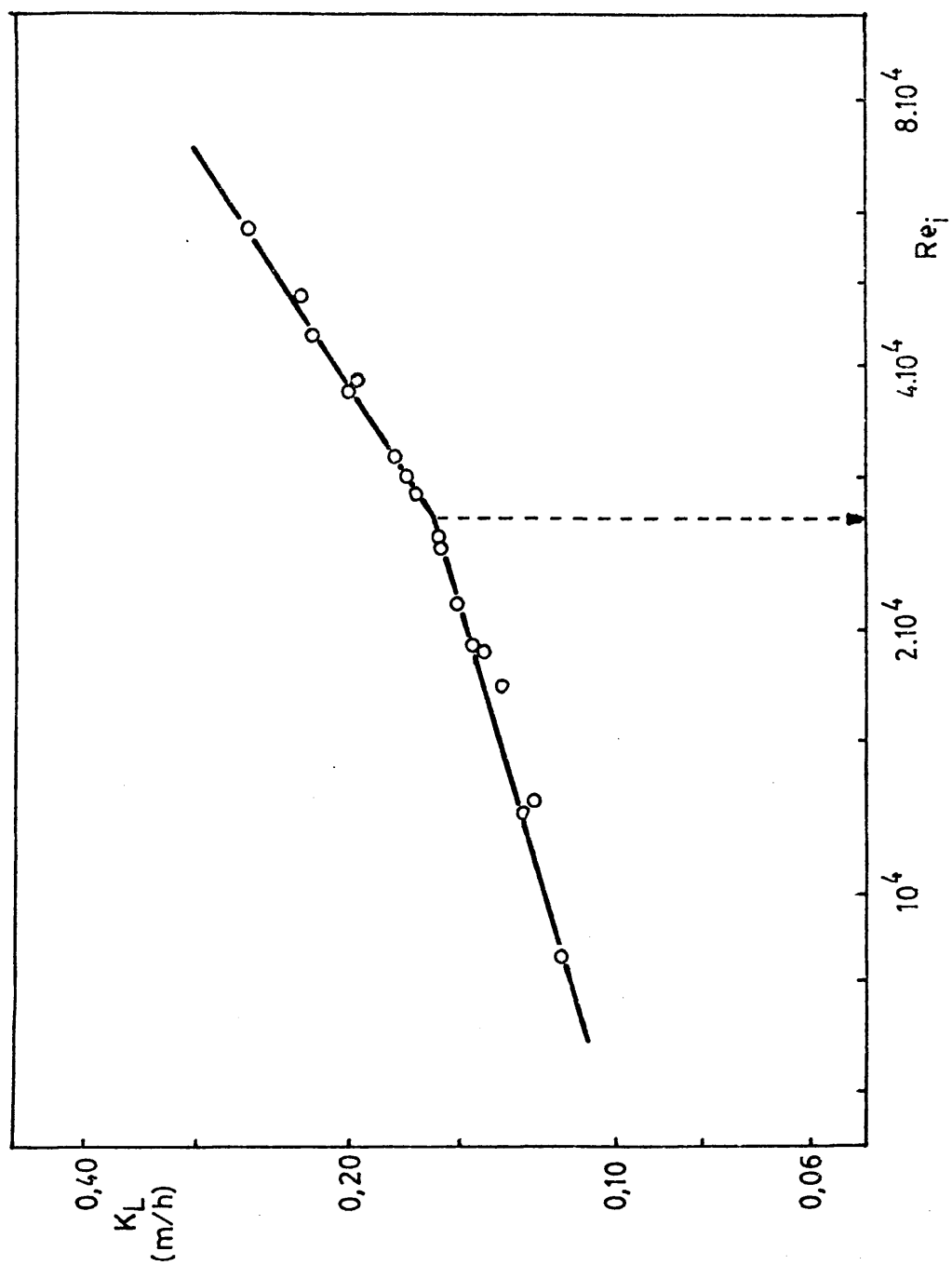


FIGURA 6.7

quiera que en tales condiciones la velocidad relativa sólido-líquido es muy pequeña, el coeficiente de transferencia local también lo es y varía más lentamente.

Los valores obtenidos para el número de Reynolds crítico coinciden con los proporcionados por la correlación de Zwtiering (55), obtenidos por simples experimentos de agitación, y que para analogas condiciones conducen a un valor del mismo de 28.000 para la total suspensión de las partículas.

#### ix) Influencia de los tabiques deflectores

A partir de la Tabla 5.8, en la Tabla 6.7 se resumen los valores del coeficiente individual de transferencia,  $K_L$ , y del número de Reynolds referido al diametro del agitador, calculados a partir de los resultados obtenidos en experimentos realizados en tanques provistos de tabiques deflectores y sin ellos.

En la Figura 6.8 se ha representado  $K_L$  frente al número de Reynolds en coordenadas logaritmicas, tanto para el tanque provisto de tabiques deflectores como para el que carece de ellos.

En este último caso, los puntos experimentales se alinean sobre una recta de pendiente positiva, para la que se obtuvo el valor de 0,24 por ajuste mediante el método de mínimos cuadrados.

Para el Tanque provisto con tabiques deflectores se obtienen dos tramos rectos de diferente pendiente, que se cruzan de nuevo para el valor critico del número de Reynolds 27.000.-- El tramo de menor pendiente, que segun se ha indicado anteriormente, corresponde a condiciones en las que las partículas no se suspenden totalmente, es practicamente paralelo a la recta que se obtiene para el tanque sin tabiques deflectores, lo que indica una variación analoga de  $K_L$  con el número de Reynolds en ambos casos. Sin embargo no parece que ello se deba a un mecanismo

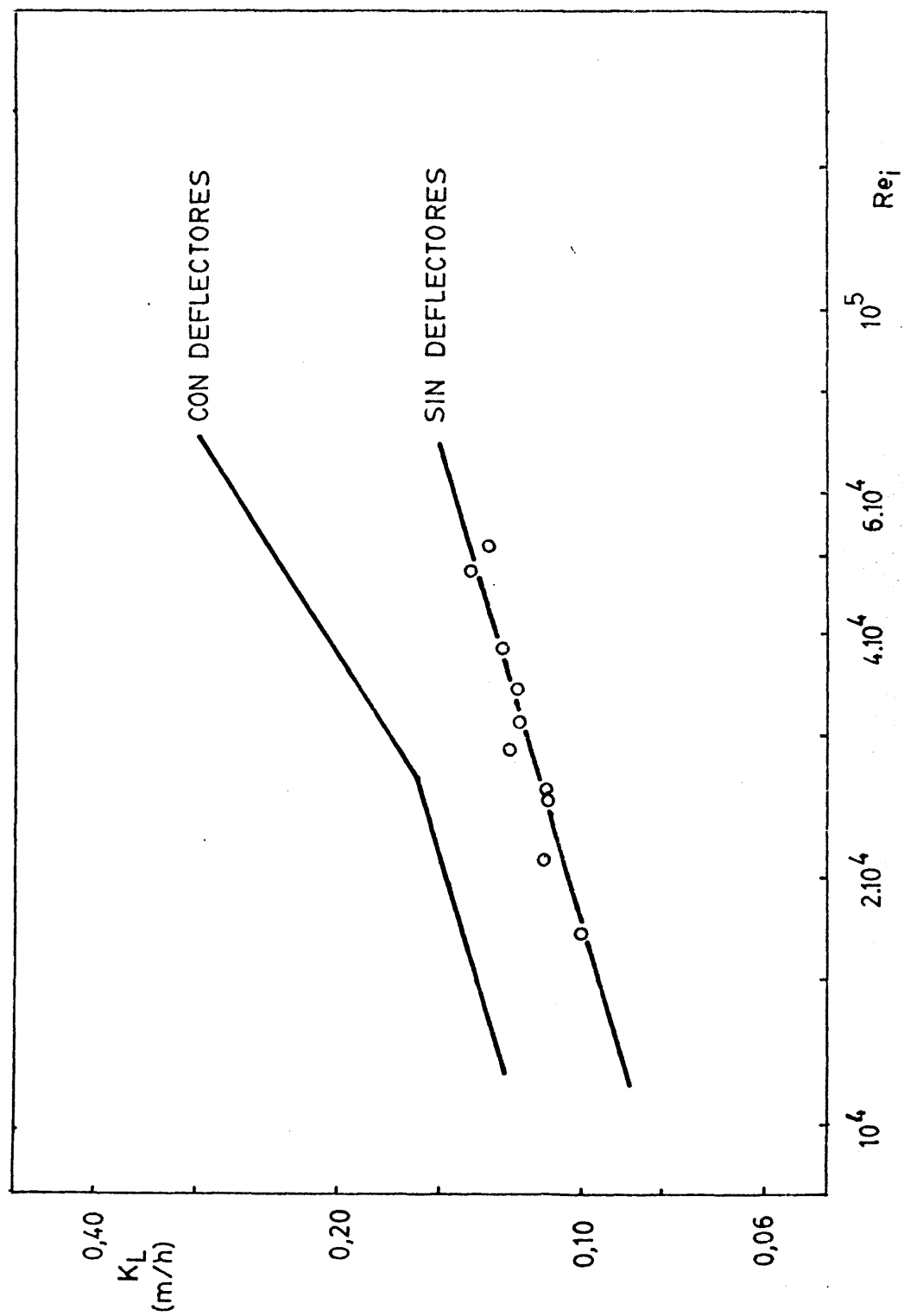


FIGURA 6.8



mo de disolución similar, ya que en aquel caso se debe a una se dimentación parcial en zonas de menor velocidad, mientras que - en el tanque sin tabiques deflectores las partículas son arras- tradas por el vórtice del líquido, de tal manera que aunque no sedimenten la velocidad relativa entre ambos es reducida.

#### x) Influencia del tamaño del tanque

A partir de los datos de las Tablas 6.6, 5.9 y 5.10, obtenidos experimentalmente con tres recipientes cilíndricos de diferente tamaño, se han calculado los números de Sherwood (re- feridos al diametro del tanque) y de Reynolds (referidos al dia- metro del agitador) que se reseñan en la Tabla 6.8.

Si se representa el número de Sherwood frente al núme- ro de Reynolds en escalas logarítmicas, Figura 6.9, los puntos obtenidos con los tres tamaños se alinean sobre una recta depen- diente 0,63 para valores elevados de número de Reynolds; sin em bargo, para cada tamaño, por debajo de un cierto valor crítico del mismo aparece una línea recta diferente, de pendiente 0,27.

El número de Reynolds crítico aumenta con el tamaño - del tanque, tomando valores practicamente coincidentes con los dados por Zwtiering (55) para la completa suspensión de partícu- las sólidas en estos mismos casos, como a continuación se mues- tra:

<u>TANQUE</u>	<u>Re<sub>ic</sub></u>	<u>Re<sub>ic</sub> (Zwtiering)</u>
RCL-1	37.000	38.000
RCL-2	27.000	28.000
RCL-3	21.500	23.000

Así pues, se puede afirmar que por encima del valor - crítico del número de Reynolds (suspensión completa de las par- tículas) el número de Sherwood referido al diametro del tanque resulta independiente de este último.

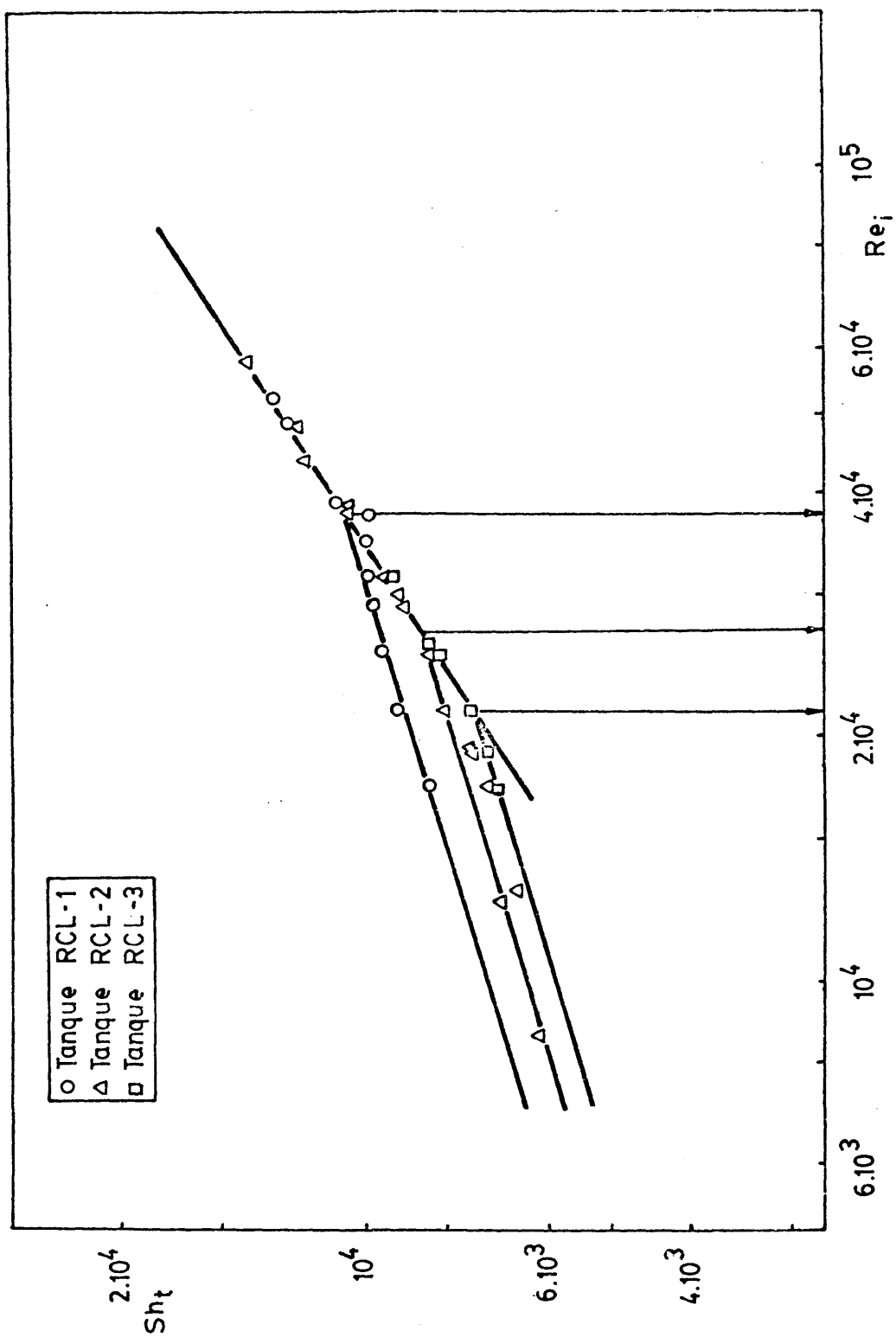


FIGURA 6.9

i) Influencia del número de Reynolds y del factor de forma T/d

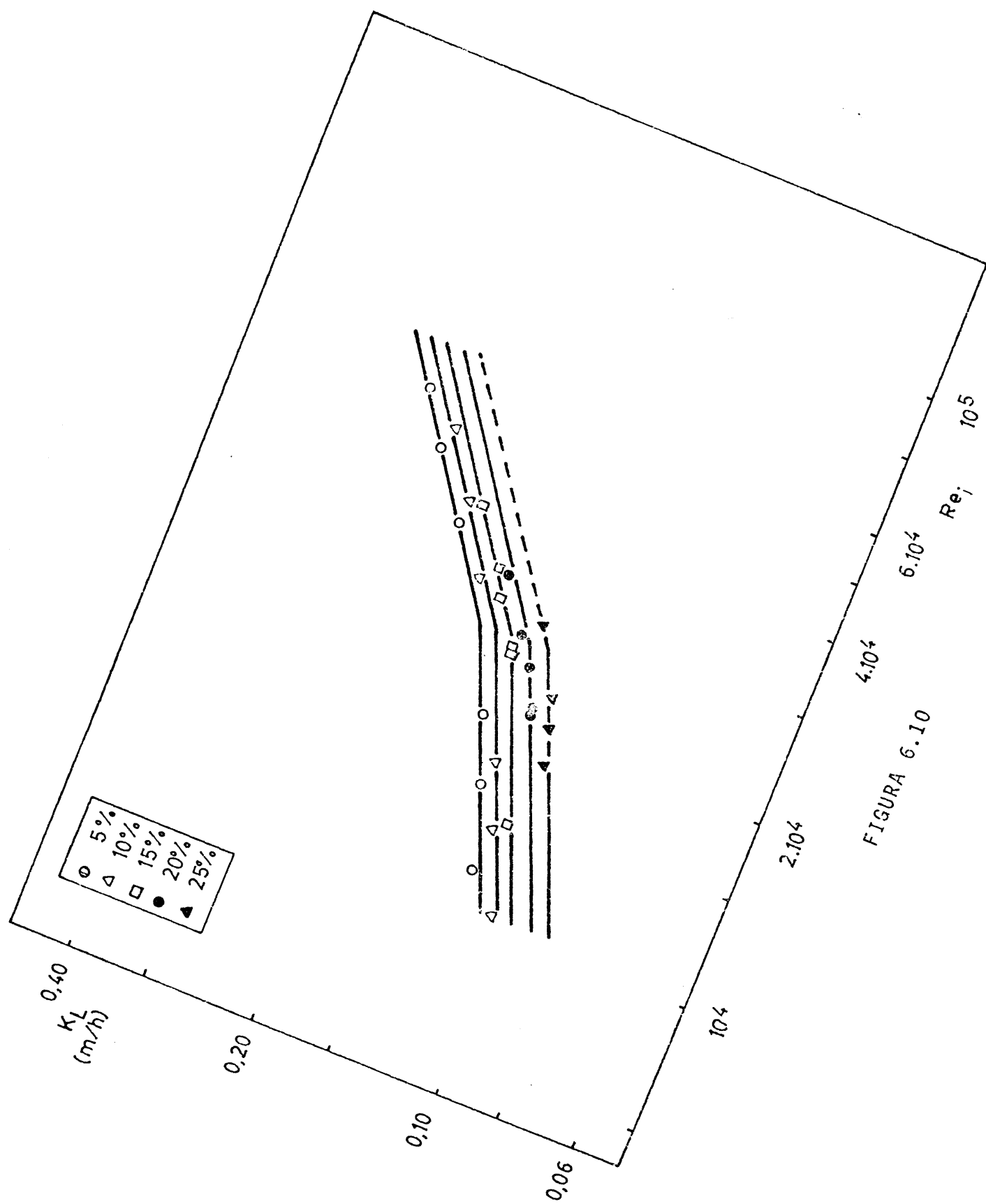
En la Tabla 6.9 se exponen los valores del coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , del número de Reynolds referido al diámetro del agitador y del factor de forma T/d calculados a partir de los resultados indicados en las Tablas 5.11 a 5.15 correspondientes a experimentos realizados con diferentes concentraciones de sacarosa en la disolución y con agitadores de distintos tamaños.

En la Figura 6.10 se ha representado  $K_L$  frente al número de Reynolds en coordenadas logarítmicas. Los puntos correspondientes a los experimentos efectuados con cada una de las concentraciones de sacarosa en la disolución se alinean sobre dos rectas de diferente pendiente, positiva en ambos casos, y que coinciden para un valor crítico del número de Reynolds - 27.000. Como quiera que para cada concentración se efectuaron experimentos a diferentes valores del factor de forma T/d y todos los puntos quedan situados sobre la misma recta, esta razón no debe influir sobre el coeficiente individual  $K_L$ . Por tanto, el exponente a que se encuentra elevado la misma en la expresión [6.2] debe ser la unidad de acuerdo con la ecuación [6.12] .

Por ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados de los puntos experimentales se han determinado las pendientes de los dos tramos rectos correspondientes a cada concentración y por consiguiente, el exponente b de número de Reynolds en la ecuación [6.2] , obteniéndose los valores que se indican en la Tabla [6.10].

A partir de estos datos se han adoptado los siguientes valores para el coeficiente b:

$$b = 0,64 \quad \text{para } Re_i \geq 27.000 \quad [6.16]$$



$$b = 0,29$$

$$\text{para } Re_i \leq 27.000$$

$$[6.17]$$

valores practicamente coincidentes con los indicados en las ecuaciones [6.14] y [6.15] .

ii) Influencia del número Schmidt, del factor de forma  $\Delta\rho/\rho$  y del número de partículas sólidas

A partir de los datos experimentales representados en la Tabla 6.9 se han calculado los valores del número de Sherwood referido al diametro del tanque, el número de Reynolds referido al diametro del agitador y el número de Schmidt, que se muestran en las Tablas 6.11 y 6.12.

En las Figuras 6.11 y 6.12 se ha representado el cociente entre el número de Sherwood y el número de Reynolds elevado su exponente b (ecuaciones [6.16] y [6.17] ) frente al número de Schmidt, en coordenadas logaritmicas.

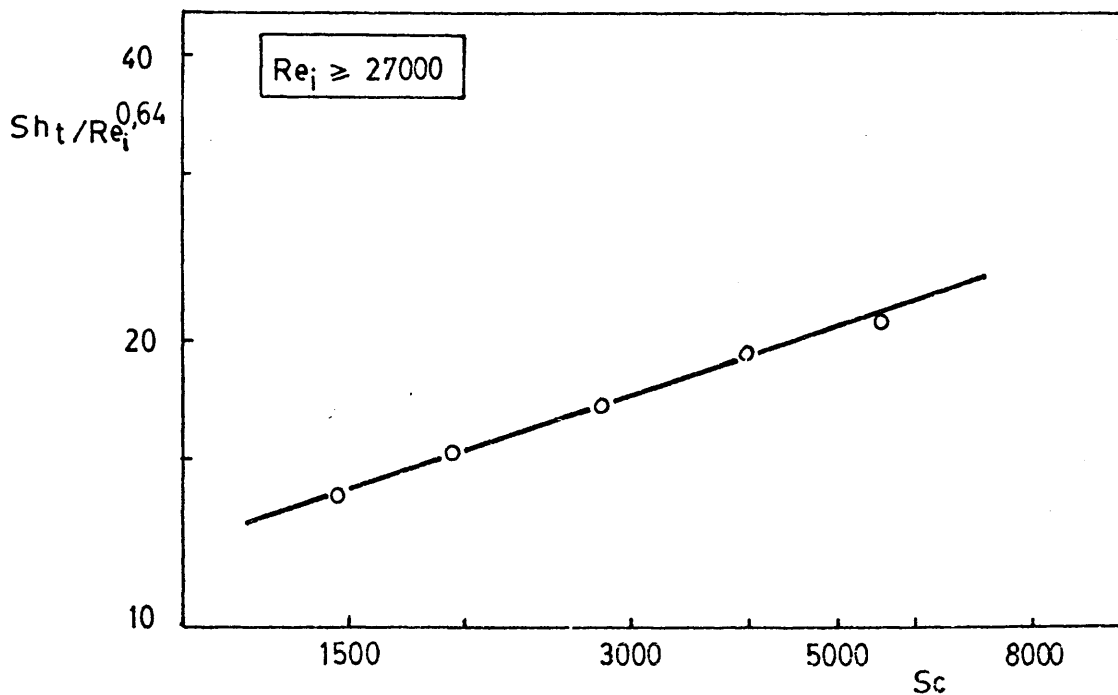


FIGURA 6.11

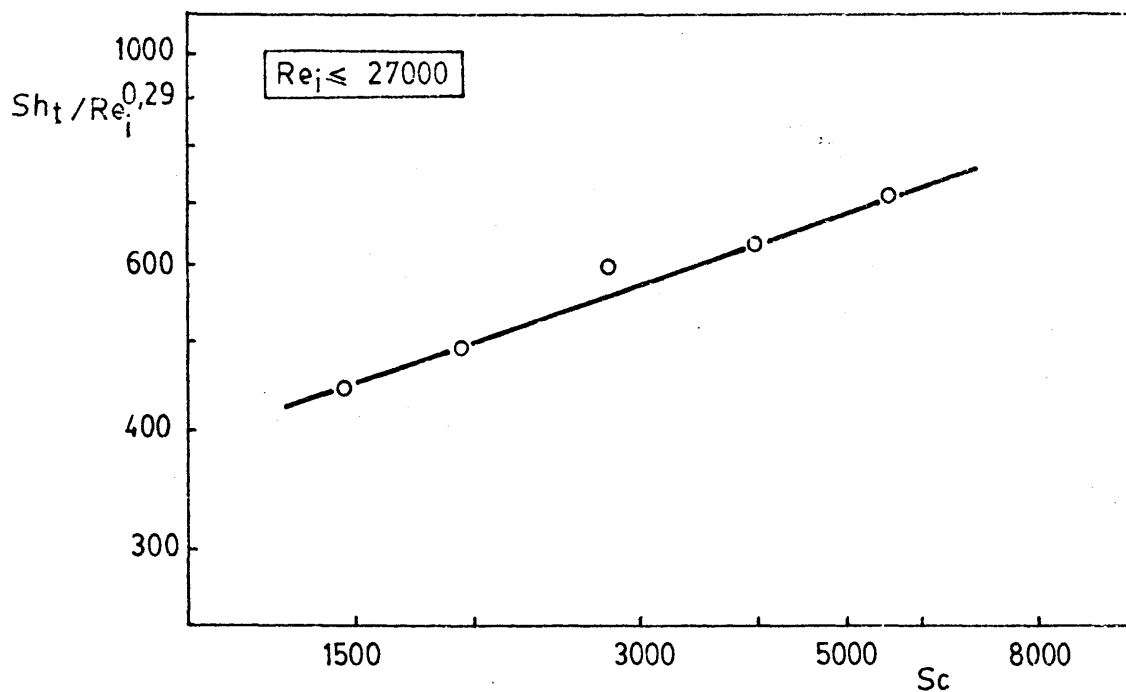


FIGURA 6.12

Se observa que los puntos se ajustan a dos líneas --- rectas sensiblemente paralelas, que agrupan, respectivamente, - los puntos experimentales correspondientes a números de Reynolds superiores e inferiores a 27.000, es decir a los dos valores di- ferentes del exponente  $b$ . En cada recta se engloban datos que - proceden de experimentos efectuados con valores diferentes de - la razón  $\Delta\rho/\rho$  y del número de partículas sólidas. De ello se de- duce que ambas magnitudes no influyen, al menos en el intervalo investigado, sobre el coeficiente individual de transferencia - de materia y, por tanto, que sus exponentes en la ecuación [6.2],  $h$  y  $k$ , son nulos:

$$h = 0 \quad [6.18]$$

$$k = 0 \quad [6.19]$$

Por ajuste mediante el método de mínimos cuadrados de los puntos experimentales situados sobre cada recta se ha obtenido un valor medio de la pendiente de las mismas que resultó - ser 0,33. Esta pendiente coincide a su vez con el exponente del

$$c = 0,33$$

$$[6.20]$$

c) *Sistema ácido bórico-agua*

i) Influencia del tiempo de contacto entre el sólido y el líquido

En la Figura 6.13 se han representado en coordenadas cartesianas el coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $K_L$  m/h, calculado a partir de las distintas muestras tomadas durante el experimento 16.1 (Tabla 5.16), frente al tiempo de contacto o de toma de las mismas.

Se observa que los valores de  $K_L$  decrecen rápidamente con el tiempo de contacto, hasta que se llega a un valor constante de 0,207 m/h, a partir de tres minutos.

Análogamente a lo indicado en el caso del sistema ácido benzóico-agua esta variación del coeficiente de transferencia de materia en el periodo inicial del experimento puede atribuirse a irregularidades existentes en la superficie originadas durante la fabricación, o, lo que es más probable, a la presencia de polvo de ácido bórico sin compactar sobre la superficie, que hace que el área real de las partículas sólidas sea superior al área calculada geométricamente. Esto hace que se obtengan coeficientes de transferencia de materia anormalmente elevados y variables con el tiempo, cuando en realidad deberían de ser independientes del mismo.

Por todo ello, en toda la experimentación que se realizó, se adoptó para el coeficiente de transferencia de materia - el valor constante, que se alcanza para un tiempo suficientemente elevado.

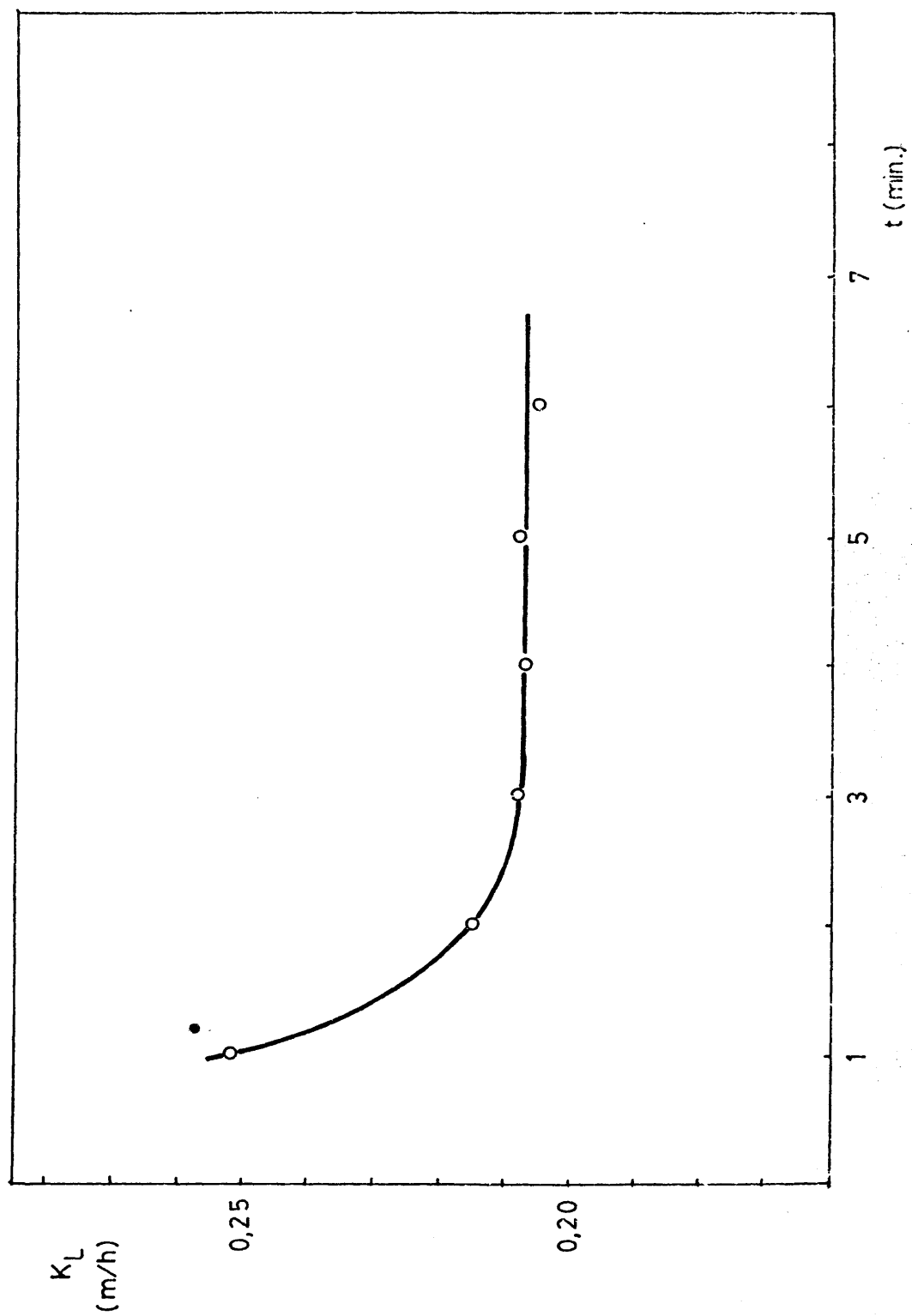


FIGURA 6.13



En la Tabla 6.13 se indican los valores del coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , del número de partículas sólidas, del número de Reynolds referido al diametro del agitador y de los factores de forma  $\gamma$ ,  $d_p/d$  y  $T/d$  calculados a partir de los datos experimentales relacionados en las Tablas 5.17, 5.18, y 5.19.

En la Figura 6.14 se ha representado el número de Sherwood referido al diámetro del tanque frente al número de Reynolds en coordenadas logarítmicas para todos los experimentos mencionados.

Se observa que los puntos se alinean sobre dos rectas de pendiente diferente, positiva, que se unen para el valor crítico del número de Reynolds, 27.000. Sobre cada tramo quedan alineados los puntos correspondientes a distintos valores del número de partículas sólidas en el tanque, del factor de forma de éstas y de los factores de forma  $d_p/d$  y  $T/d$ ; esto indica que los exponentes a que se encuentran elevadas estas magnitudes en la ecuación [6.2]  $h, i, j$ , han de ser nulos de acuerdo con las expresiones [6.5], [6.6], [6.7] y el  $q$  la unidad de acuerdo con la expresión [6.12].

Por ajuste mediante el método de mínimos cuadrados de los puntos experimentales se obtienen las pendientes de los dos tramos que coinciden con el exponente del número de Reynolds,  $b$ , en la ecuación [6.2] en las dos situaciones posibles que resultan ser:

$$b = 0,64 \quad \text{para } Re_j \geq 27.000 \quad [6.21]$$

$$b = 0,26 \quad \text{para } Re_j \leq 27.000 \quad [6.22]$$

valores practicamente coincidentes con los indicados por las ecuaciones [6.14] y [6.16] por un lado y [6.15] y [6.17] por otro.

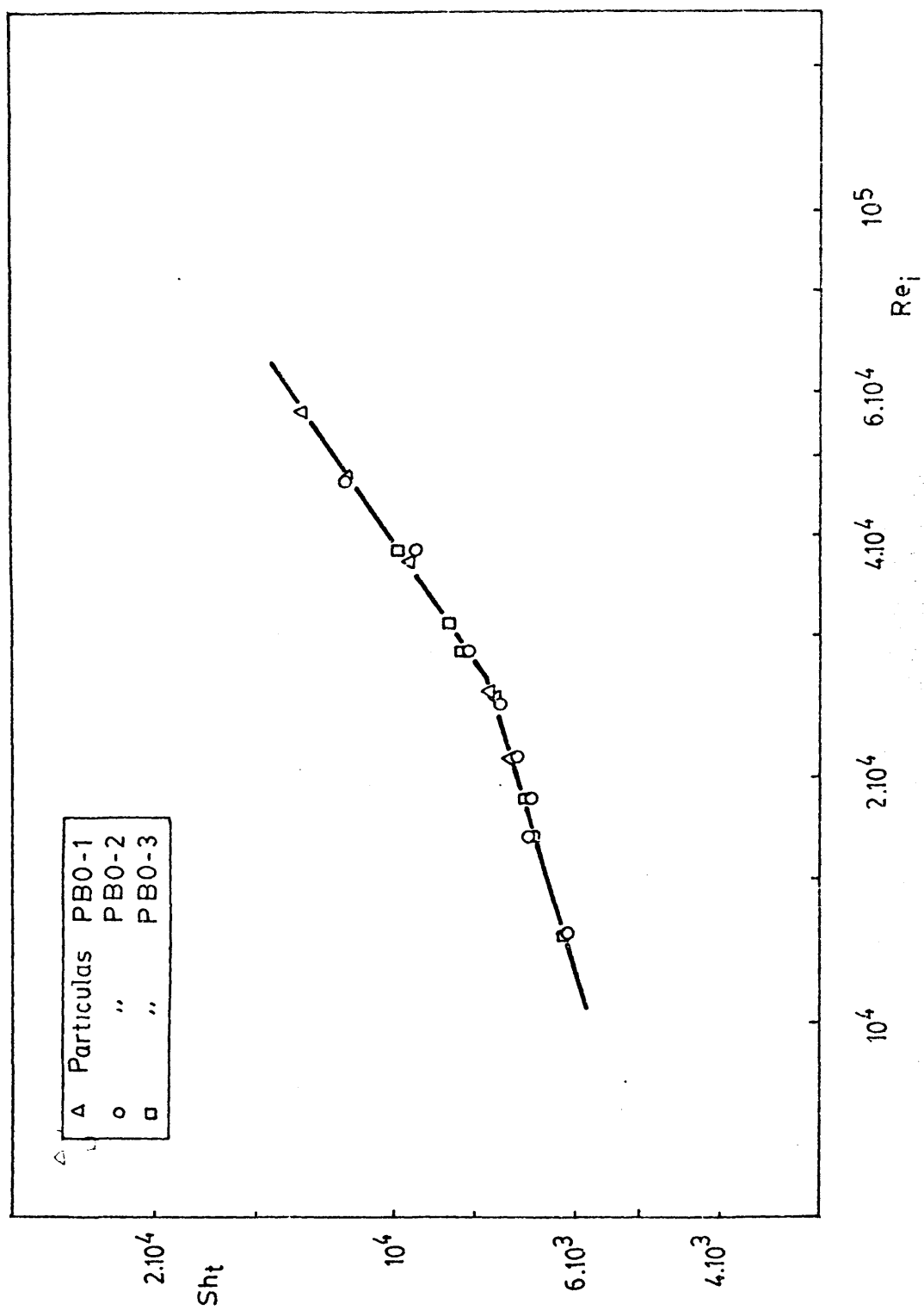


FIGURA 6.14

A partir de los resultados obtenidos individualmente - con los sistemas ácido benzóico-agua, ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa y ácido bórico-agua, se deducen las siguientes generalizaciones sobre la influencia de las distintas - razones adimensionales de las variables.

i) Factor de forma  $W_1 = h_R/H$

Solamente se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-agua. Se ha comprobado que no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia. Por tanto, su exponente en la ecuación [6.2] es igual a 0: [6.3]

ii) Factor de forma  $W_2 = H/d$

Solamente se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-agua. El coeficiente individual de transferencia de materia es - proporcional al factor  $H/d$  elevado a un exponente  $f = -0,057$ : [6.4]

iii) Número de partículas sólidas  $N_p$

Se ha estudiado en los tres sistemas, deduciéndose que en ningún caso afecta al coeficiente individual de transferencia de materia, con lo que su exponente en la ecuación [6.2],  $h$ , ha de ser igual a 0: [6.5] y [6.18]

iv) Factor de forma de las partículas  $\gamma$

Se ha estudiado en los sistemas ácido benzóico-agua y - ácido bórico-agua. En ambos casos no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia. Por tanto, su exponente - en la ecuación [6.2],  $i$ , ha de ser igual a 0: [6.6]

v) Factor de forma  $W_3 = d_p/d$

Se ha estudiado en los sistemas ácido benzóico-agua y --

ácido bórico-agua. En ambos casos no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia. Por tanto, su exponente en la ecuación [6.2],  $j$ , ha de ser igual a 0: [6.7]

vi) Factor de forma  $W_5 = T/d$   
\_ \_ \_ \_ \_

Se ha estudiado en los tres sistemas, obteniéndose en todos los casos el mismo resultado: el coeficiente individual  $K_L$  es directamente proporcional al factor de forma  $T/d$ : [6.12]

vii) Número de Reynolds

Se ha estudiado en los tres sistemas. En cada uno de ellos se han obtenido los valores del exponente  $b$  del mismo en la ecuación [6.2]: [6.14], [6.16], [6.21] y [6.15], [6.17], [6.22] que se tabulan en la Tabla 6.14.

Teniendo en cuenta que los datos más fiables son en orden decreciente los del sistema ácido benzóico-agua, sistema ácido bórico-agua y sistema ácido benzóico-disoluciones de sacarosa y pudiéndose observar que dentro de cada una de las regiones delimitadas por el número de Reynolds crítico, 27.000, los valores de  $b$  son totalmente concordantes. Así pues, se han adoptado los siguientes valores medios:

$$b = 0,63 \quad \text{para } Re_j \geq 27.000 \quad [6.23]$$

$$b = 0,27 \quad \text{para } Re_j \leq 27.000 \quad [6.24]$$

viii) Número de Schmidt

Se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-disoluciones de sacarosa para las dos zonas de números de Reynolds superior e inferior al crítico. En ambos casos se ha deducido que el número de Sherwood es proporcional al número de Schmidt elevado a 0,33: [6.20]

Como quiera que otros autores han obtenido para el --

exponente del número de Schmidt el valor 1/3, por consideraciones teóricas aplicando el modelo de la teoría de la película, (13),(16),(60), se adoptó este valor para el mismo.

No obstante más adelante cuando se calculan las constantes de proporcionalidad de la ecuación [6.2] para valores del número de Reynolds inferiores y superiores al crítico se comprueba que este exponente es correcto ya que todos los puntos de todos los sistemas, se ajustan a dos rectas, una para cada intervalo del número de Reynolds. (Figuras 6.15 y 6.16).

ix) Número adimensional  $W_4 = \Delta\rho/\rho$

Se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-disoluciones de sacarosa. Se ha comprobado, que no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia. Por tanto, su exponente en la ecuación [6.2],  $K_L$ , es igual a 0: [6.19]

x) Ecuación final

Teniendo en cuenta la influencia de las distintas razones adimensionales resumidas en los apartados precedentes i) a ix), la función potencial 6.2 se simplifica a:

$$\frac{K_L d}{D} = a \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057} \quad [6.25]$$

para  $Re_i \geq 27.000$  y :

$$\frac{K_L d}{D} = a' \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,27} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057} \quad [6.26]$$

para  $Re_i \leq 27.000$

- Sist. ácido benzóico - agua
- △ Sist. ácido benzóico - dis.sac.
- ◻ Sist. ácido bórico - agua

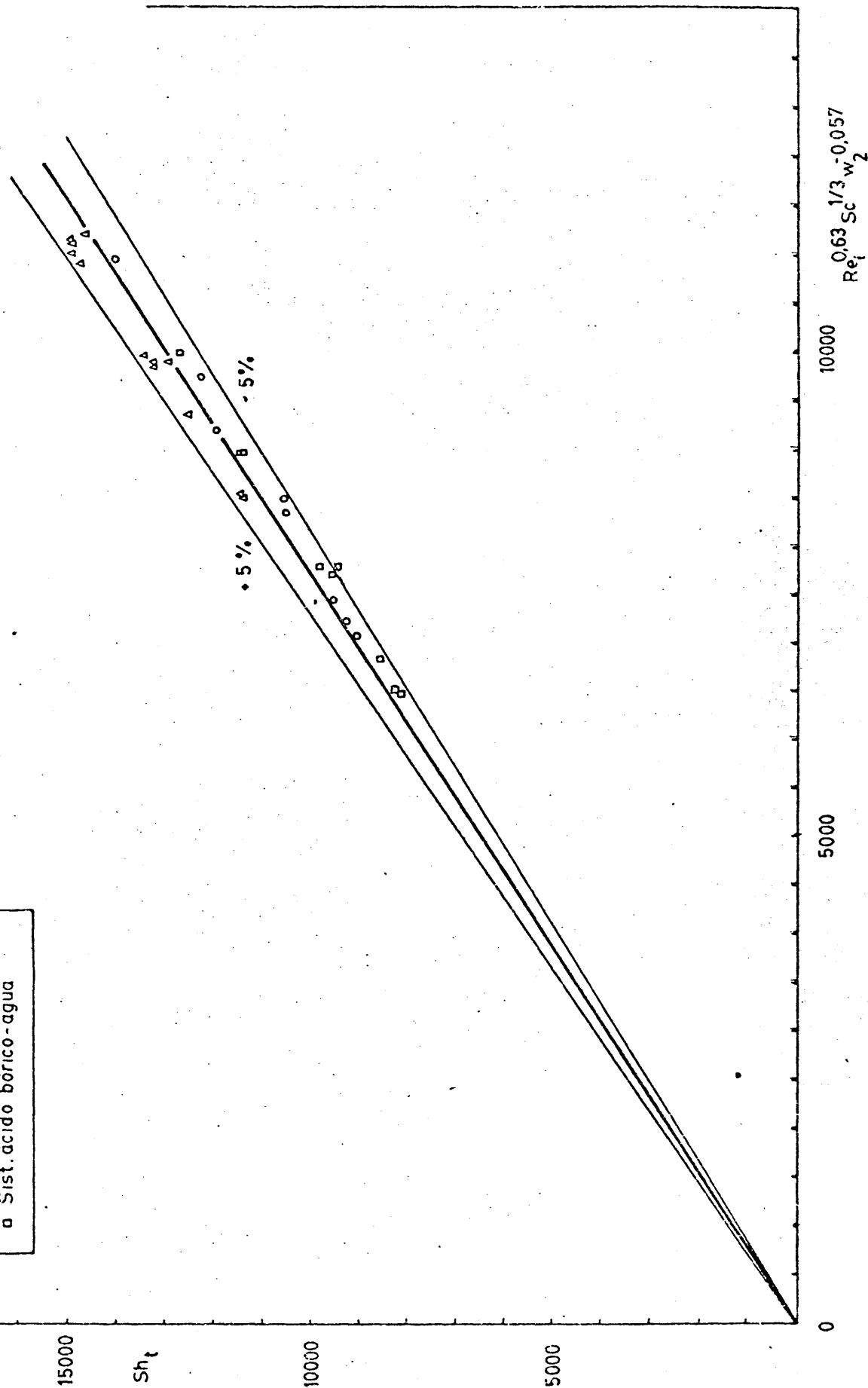


FIGURA 6.15

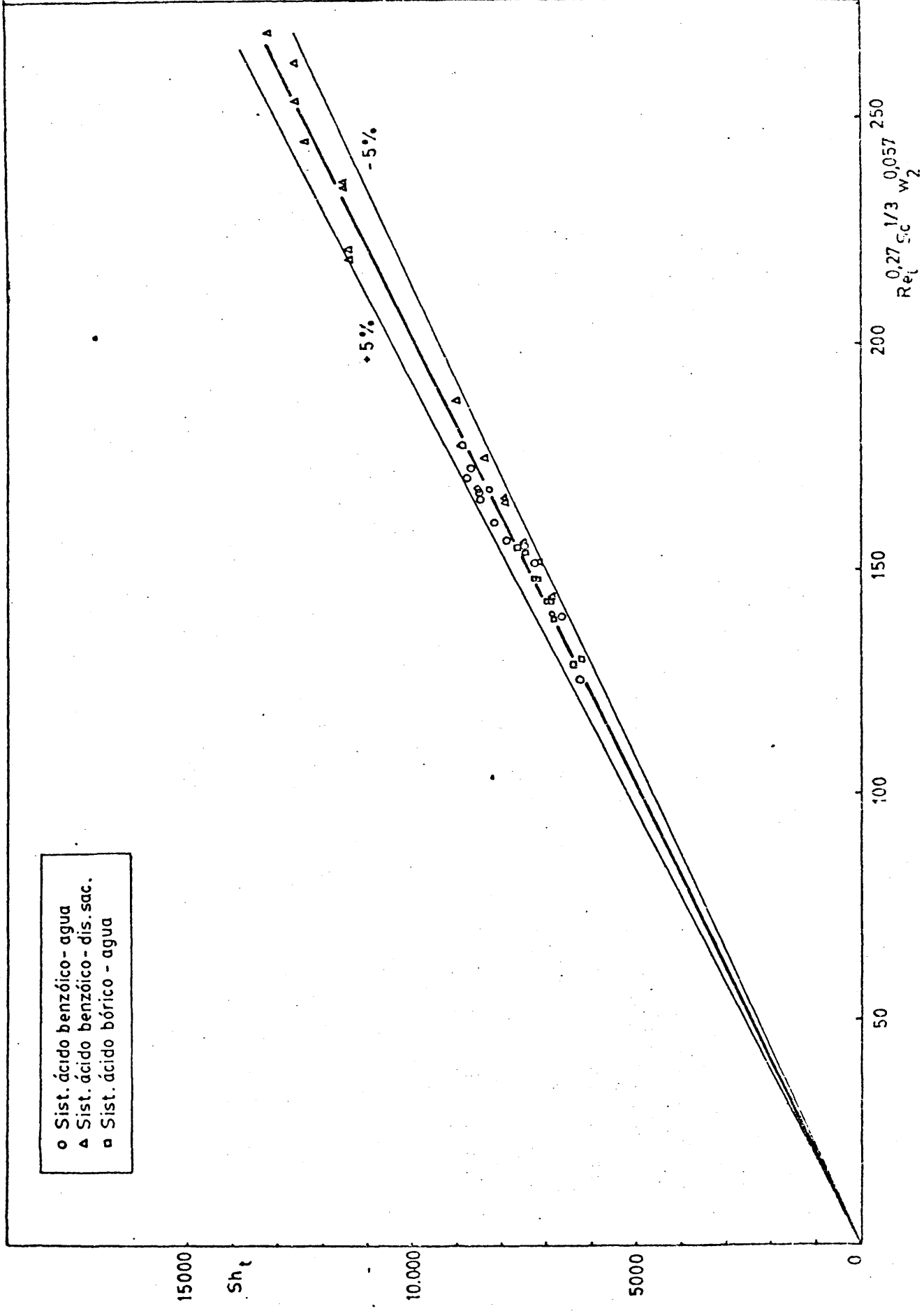


FIGURA 6.16

En las Figuras 6.15 y 6.16 se han representado en coordenadas cartesianas el número de Sherwood referido al diámetro del tanque,  $Sh_t$ , frente a los productos  $Re_i^{0,63} Sc^{0,33} (d/H)^{0,057}$  y  $Re_i^{0,27} Sc^{0,33} (d/H)^{0,057}$  respectivamente, utilizando los datos correspondientes a los tres sistemas que se consideran, resumidos en las Tablas 6.15 y 6.16.

En ambos casos todos los puntos se alinean sobre rectas, que de acuerdo con las ecuaciones [6.25] y [6.26] tienen por pendientes las constantes de proporcionalidad  $a$  y  $a'$  de las mismas. Determinadas estas por el método de los mínimos cuadrados se obtuvieron los valores:

$$a = 1,45 \quad [6.27]$$

$$a' = 49,53 \quad [6.28]$$

Sustituyendo estos valores en las ecuaciones [6.25] y [6.26] se tiene:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 1,45 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057} \quad \text{para } Re_i \geq 27.000 \quad [6.29]$$

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 49,53 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,057} \quad \text{para } Re_i \leq 27.000 \quad [6.30]$$

Trazadas sobre las rectas de las Figuras 6.15 y 6.16 - otras dos divergentes, las ordenadas de cuyos puntos difieran de las correspondientes a los de las indicadas en un 5%, puede apreciarse que todos los puntos experimentales quedan comprendidos entre las mismas. Por consiguiente puede concluirse que las ecuaciones deducidas [6.29] y [6.30] reproducen los datos experimentales con un error inferior a  $\pm 5\%$ .



Concretamente, la primera de estas ecuaciones que como pone de manifiesto la Figura 6.9 es valida para cualquier tamaño de tanque siempre que todas las partículas sólidas esten totalmente suspendidas ( $Re_i \geq 27.000$ ), podrá aplicarse a cualquier sistema sólido-líquido en tanques agitados de las siguientes características:

- Tanque cilíndrico de fondo plano
- Cuatro tabiques deflectores
- Agitadores turbina de cuatro paletas

Cualquier modificacion en la geometría del sistema repercutirá en la ecuación [6.29] solamente en el valor de la constante adimensional (factor geometrico), sin variar los exponentes de los números adimensionales. Esta conclusión se comprueba posteriormente al estudiar los tanques esfericos.

#### 6.2.2. Tanques esféricos

a) *Sistema ácido benzoico-agua*

i) Reproducibilidad de los experimentos

En la Tabla 5.20 se resumen los resultados obtenidos - en cinco experimentos 20.1 a 20.5 realizados en las mismas condiciones experimentales. Como se puede apreciar, los valores deducidos para el coeficiente individual de transferencia de materia coinciden plenamente ya que las desviaciones de los mismos respecto al valor medio, son inferiores al 0,2%.

ii) Influencia del factor de forma  $h_R/H$

En la Tabla 6.17 se indican los valores del coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida  $K_L$  y del factor de forma  $h_R/H$ , calculados a partir de los datos experimentales presentados en la Tabla 5.21.

En la Figura 6.17 se representa  $K_L$  frente a  $h_R/H$  en coordenadas logarítmicas.

Los puntos se alinean sobre una recta horizontal lo que indica que el coeficiente de transferencia de materia no depende de la distancia del agitador al fondo del recipiente, al menos en el intervalo de valores del factor de forma  $h_R/H$  investigado y el exponente  $e$  de dicho factor en la ecuación [6.2] ha de ser igual a 0: [6.3]

iii) Influencia del factor de forma  $H/d$  y del número de partículas sólidas

En la Tabla 6.18 se muestran los valores del coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , del número de partículas sólidas y del factor de forma  $H/d$ , calculados a partir de los datos presentados en la Tabla 5.22

En la Figura 6.18 se ha representado  $K_L$  frente a  $H/d$  en coordenadas logarítmicas, ajustándose los puntos experimentales a una única línea recta de pendiente negativa. Se confirma así que la dependencia de  $K_L$  del factor de forma  $H/d$  es de tipo potencial y que el número de partículas sólidas no influye [6.5] en el citado coeficiente al incluirse puntos experimentales realizados con diferente número de partículas.

El ajuste de los puntos experimentales por el método de los mínimos cuadrados conduce a un valor de la pendiente de la recta y del exponente  $f$  del factor  $H/d$  igual a -0,104, de acuerdo con la ecuación [6.2]:

$$K_L \propto (H/d)^{-0,104} \therefore f = -0,104 \quad [6.31]$$

iv) Influencia de los factores de forma  $d_p/d$  y  $\gamma$

En la Tabla 6.19 se presentan los valores del coeficiente de transferencia de materia calculados a partir de los datos de las Tablas 5.23 y 5.24, correspondientes a dos series

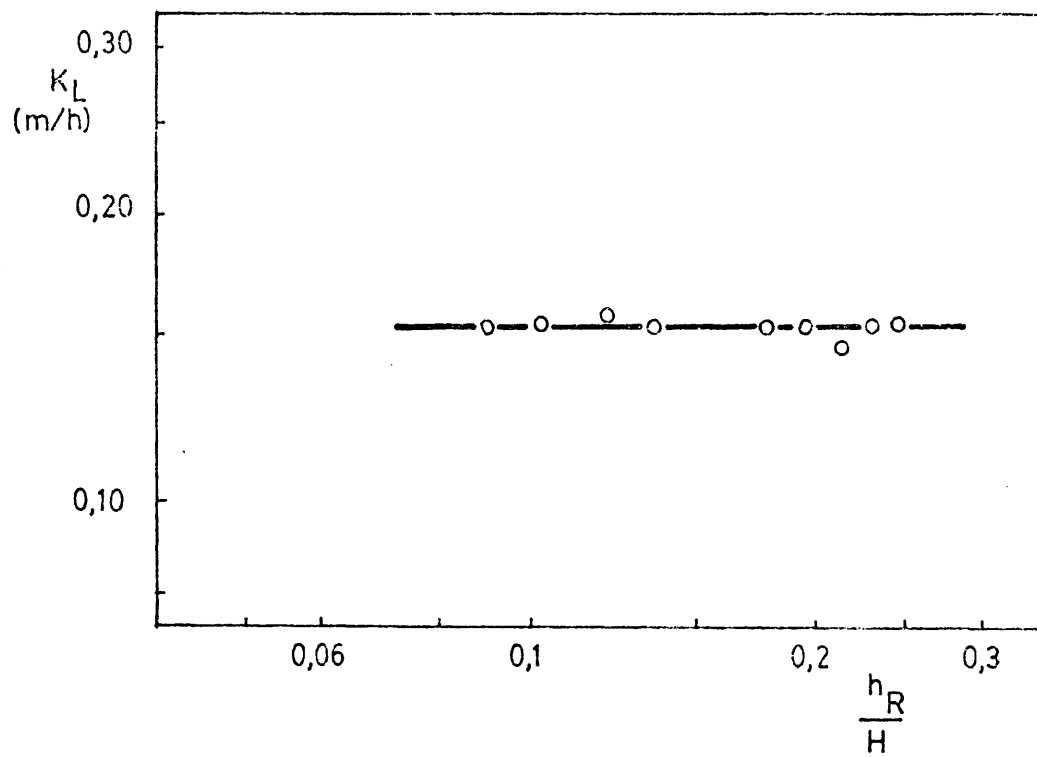


FIGURA 6.17

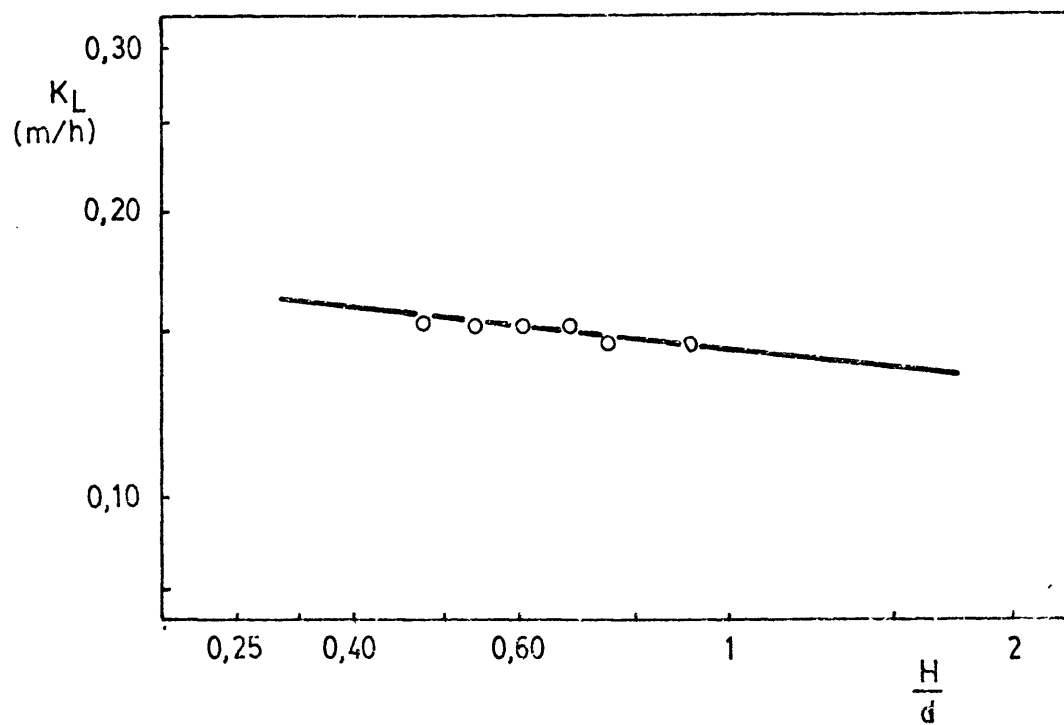


FIGURA 6.18

de experimentos realizados con partículas de distinta forma y tamaño, indicándose también las condiciones de operación de cada experimento.

Si se comparan los coeficientes individuales obtenidos en pares de experimentos realizados en las mismas condiciones - pero con distinto tamaño y forma, no se aprecian diferencias -- significativas entre ellas, por lo que se puede afirmar que la forma y el tamaño de las partículas no afecta sensiblemente al coeficiente de transferencia y, por lo tanto, que los exponentes de los factores de forma  $d_p/d$  y  $\gamma$  en la expresión [6.2] deben ser nulos: [6.6] y [6.7]

v) Influencia del factor de forma  $T/d$

A partir de los experimentos de la Tabla 6.19, 23.3, - 23.4, 23.9, 23.10, 23.15, 23.16, y 23.17 de la Tabla 5.23 y el experimento 24.13 de la Tabla 5.24, se ha representado en la Figura 6.19 el coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , frente a la velocidad de giro del agitador,  $n$ , en escala doble logarítmica, para los cuatro tamaños de turbina utilizados.

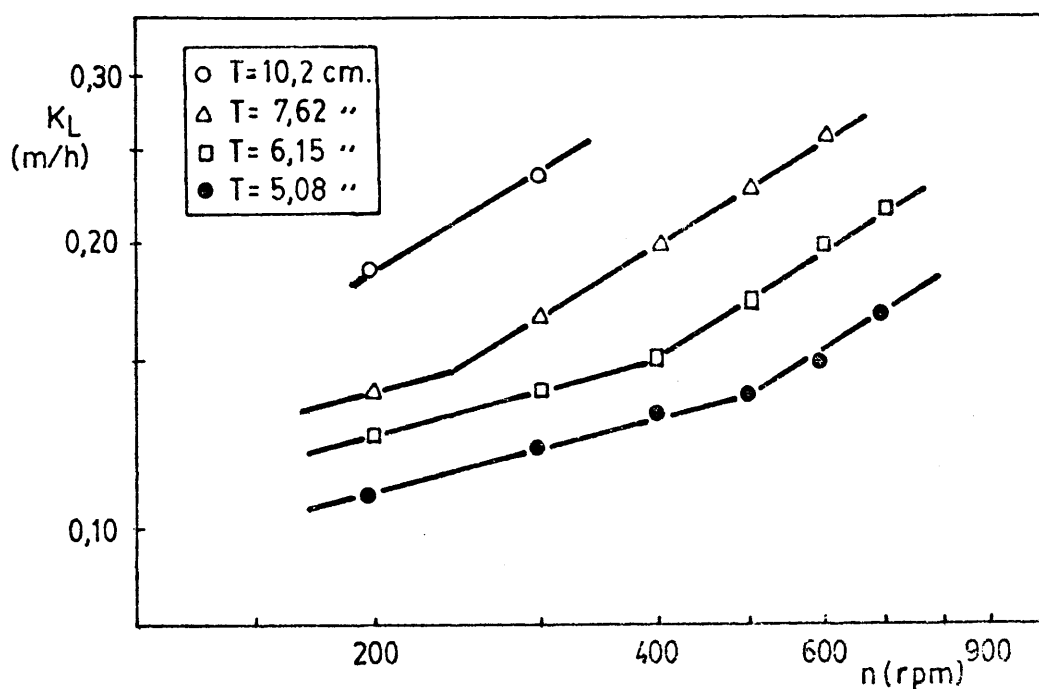


FIGURA 6.19

Los puntos experimentales quedan alineados sobre siete rectas, dos para cada tamaño de turbina (escepto para la de mayor tamaño que solo presenta una), que se distribuyen en dos haces de rectas paralelas. La pendiente de cada recta se ha determinado por ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados, y se indica en la Tabla 6.20.

Teniendo en cuenta la variación de fiabilidad de los valores obtenidos que ya se indicó en el Apartado 6.2.1. vii) para el recipiente cilíndrico, los valores que se consideran más probables para las pendientes de los dos haces de rectas son:

Haz de mayor pendiente: 0,62

Haz de menor pendiente: 0,27

Así pues, de acuerdo con la ecuación [6.2] :

$$K_L \propto n^{0,62} \therefore b = 0,62 \quad [6.32]$$

para las condiciones que corresponden al haz de mayor pendiente y

$$K_L \propto n^{0,27} \therefore b = 0,27 \quad [6.33]$$

para las de menor.

Por otra parte en la Figura 6.20 se ha representado - el coeficiente de transferencia de materia frente al diámetro - de la turbina, utilizando como parámetro la velocidad de agitación, en coordenadas logarítmicas.

. Los puntos quedan alineados sobre una serie de rectas que pueden agruparse en dos haces paralelos de pendientes diferentes para el intervalo de diámetros de turbina estudiado. Para las velocidades de agitación más elevadas (500, 600 y 700 -- r.p.m.) las rectas pertenecen al haz de mayor pendiente; para las demás velocidades (200, 300, y 400 r.p.m.) se obtienen dos tramos, uno perteneciente al haz de mayor pendiente y otro al de menor.

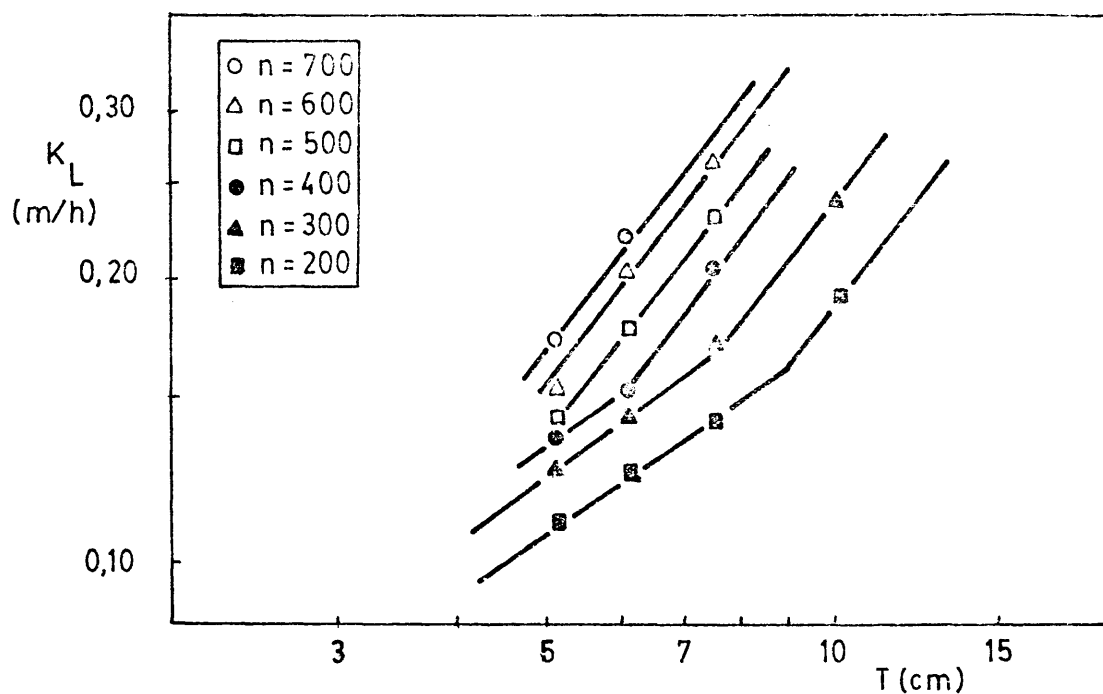


FIGURA 6.20

Las pendientes de estas rectas se determinaron por el método de los mínimos cuadrados, resumiéndose los valores correspondientes en la Tabla 6.21.

Teniendo en cuenta la variación de la fiabilidad de las pendientes calculadas para este caso, se han adaptado los siguientes valores para los dos haces:

Haz de mayor pendiente: 1,25

Haz de menor pendiente: 0,58

o, lo que es lo mismo: teniendo en cuenta la ecuación: [6.2]

$$K_L \propto T^{1,25} \quad \therefore 2b + q - 1 = 1,25 \quad [6.34]$$

para las condiciones que corresponden a las rectas de mayor pendiente y :

$$K_L \propto T^{0,58} \quad \therefore 2b + q - 1 = 0,58 \quad [6.35]$$

para las de menor.

De los dos sistemas de ecuaciones [6.32] y [6.34] por un lado y [6.33] y [6.35] por otro, se llega a un valor común de q prácticamente la unidad [6.12] .

Dada la proximidad del valor encontrado a la unidad, y su concordancia con el propuesto por otros investigadores se adoptó el valor 1 para el exponente q del factor de forma  $T/d$  en la ecuación [6.2] .

Este valor del exponente q permite englobar el factor de forma  $T/d$  en el número de Sherwood, refiriendo este al diámetro del tanque, [6.13] .

El valor del exponente del número de Reynolds b, se deducirá nuevamente más adelante, a partir de un mayor número de datos que garanticen más precisión en su determinación.

#### vi) Influencia del número de Reynolds

A partir de los datos de la Tabla 6.22 en la Figura -- 6.21 se han representado los coeficientes de transferencia de materia,  $K_L$ , frente al número de Reynolds referido al diámetro del agitador en coordenadas doble logarítmicas.

Los puntos experimentales quedan alineados sobre dos líneas rectas de pendientes positivas, que se cortan para un número de Reynolds próximo a 24.000 . Los valores de las pendientes se han determinado por ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados, obteniéndose las siguientes proporcionalidades entre

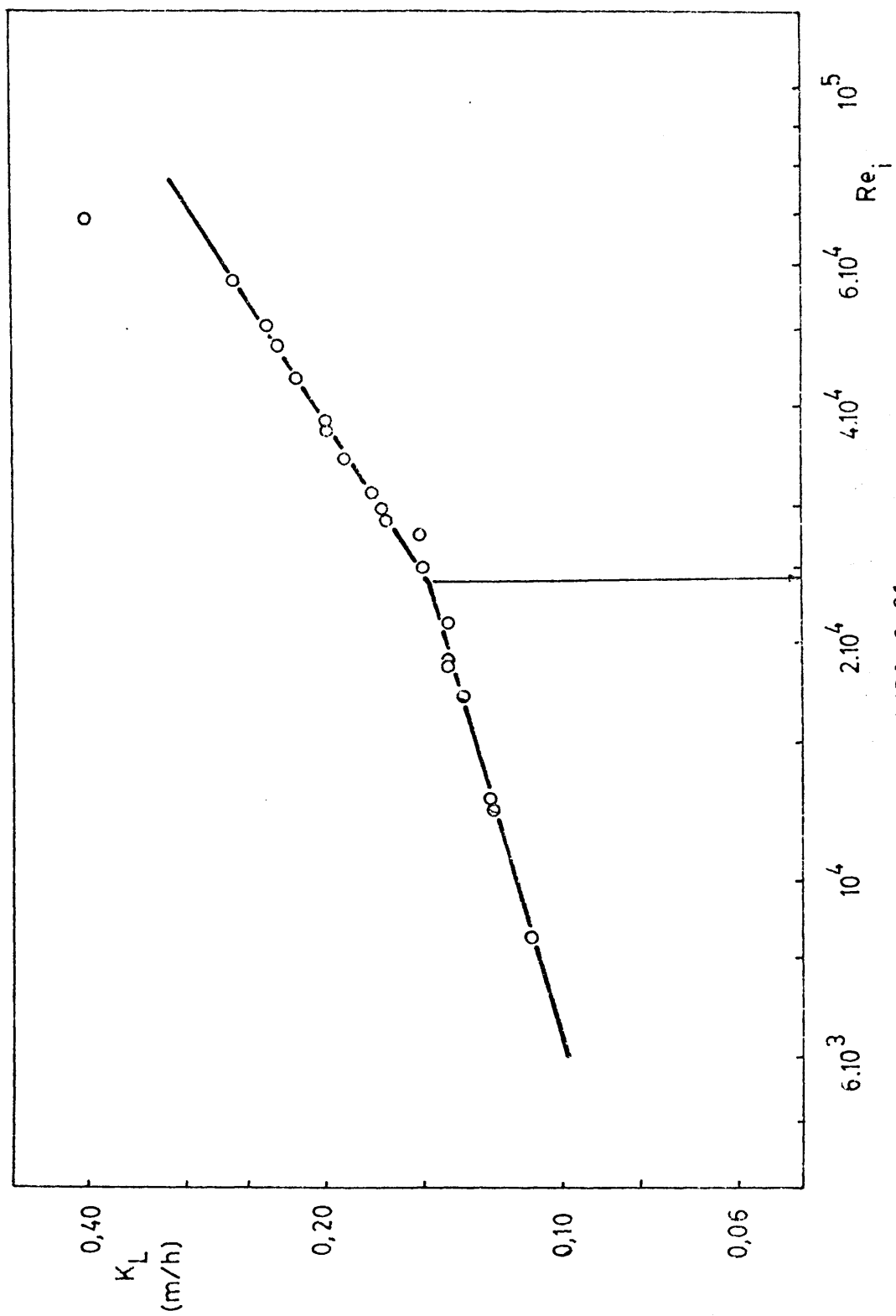


FIGURA 6.21



$K_L$  y el número de Reynolds:

$$K_L \propto Re_i^{0,63} \therefore b = 0,63 \quad \text{para } Re_i \geq 24.000 \quad [6.36]$$

$$K_L \propto Re_i^{0,28} \therefore b = 0,28 \quad \text{para } Re_i \leq 24.000 \quad [6.37]$$

La aparente falta de concordancia del experimento 23.3 (punto de la parte derecha de la Figura 6.21) con los restantes, se debe a que al ser tan alta la turbulencia las partículas sólidas se rompen, obteniéndose entonces un área de transferencia de materia mayor que la supuesta por consideraciones geométricas.

Este número de Reynolds crítico representa una vez más el valor para el cual las partículas sólidas sedimentan en las zonas menos agitadas, en donde la velocidad relativa sólido-líquido se hace muy pequeña.

#### vii) Influencia de los tabiques deflectores

En la Tabla 6.23 se encuentran los valores del coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , y del número de Reynolds referido al diámetro del agitador, calculados a partir de los resultados obtenidos en experimentos realizados en tanques provistos de tabiques reflectores y sin ellos, Tabla 5.25.

En la Figura 6.22 se ha representado  $K_L$  frente al número de Reynolds tanto para el tanque provisto de tabiques deflectores como para el que carece de ellos.

En este último caso, los puntos experimentales se alinean sobre una recta de pendiente positiva, para la que se obtuvo un valor de 0,25 por ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados.

Esta línea es prácticamente paralela a la línea de menor pendiente que se obtiene para el tanque equipado con tabiques deflectores, lo que indica una variación de  $K_L$  con el número de Reynolds similar en ambos casos. Análogamente al caso de recipientes cilíndricos la explicación de estos resultados concordantes, se

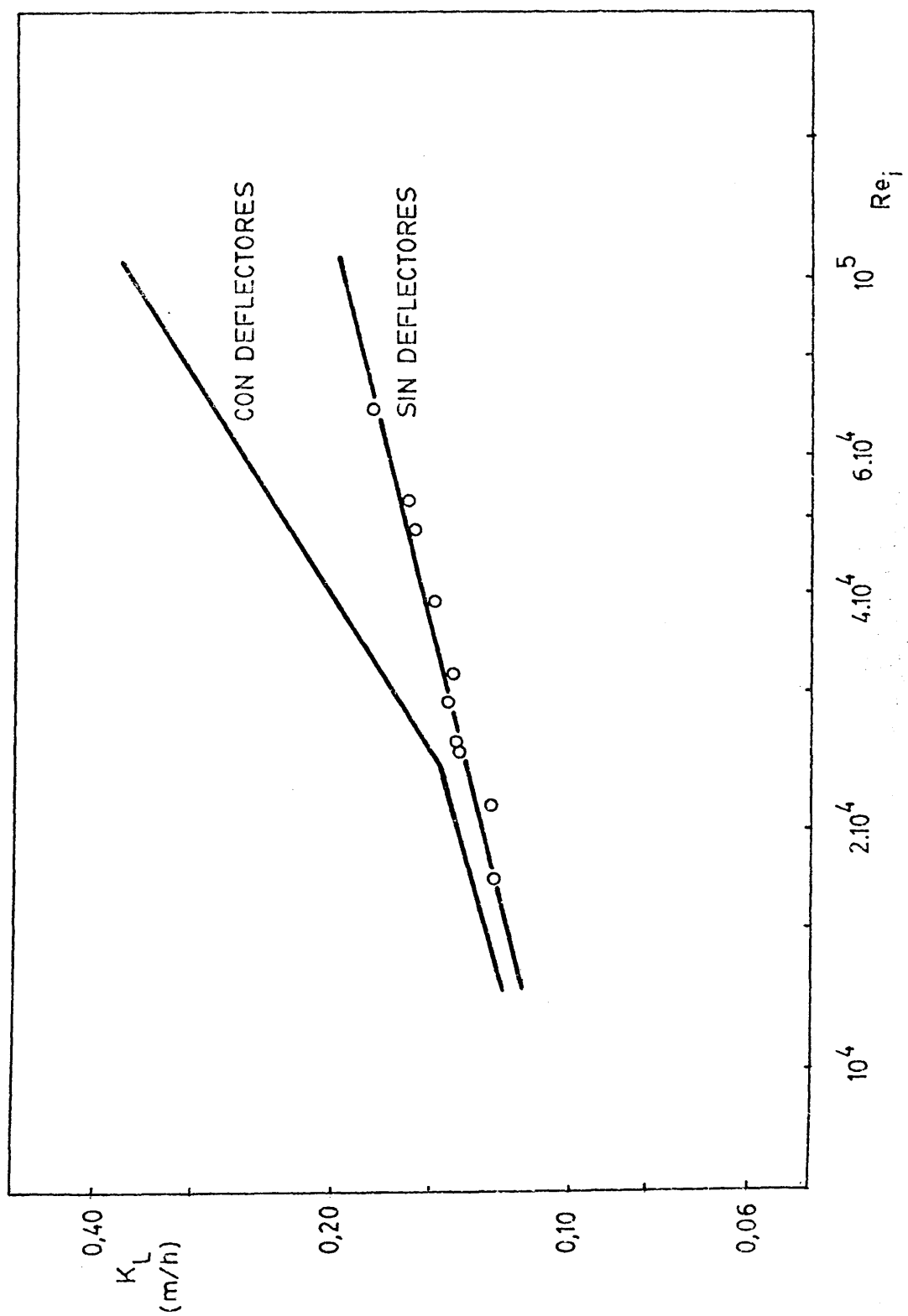


FIGURA 6.22

debe a que en los experimentos sin tabiques deflectores, la velocidad relativa sólido-líquido era también reducida, no por produciirse una sedimentación de las partículas sólidas (como en el caso de los experimentos con tabiques deflectores) sino debido al arrastre de las mismas por el vórtice del líquido hacia las zo--nas más próximas al eje del agitador.

b) Sistema ácido bórico-agua

En la Tabla 6.24 se indican los valores del coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , del número de partículas sólidas, del número de Reynolds y de los factores de forma  $\gamma$ ,  $d_p/d$  y  $T/d$ , calculados a partir de los datos experimentales presentados en la Tabla 5.26 .

En la Figura 6.23 se ha representado en número Sherwood referido al diámetro del tanque frente al número de Reynolds referido al diámetro del agitador en coordenadas logarítmicas, para números de Reynolds superiores a 24.000.

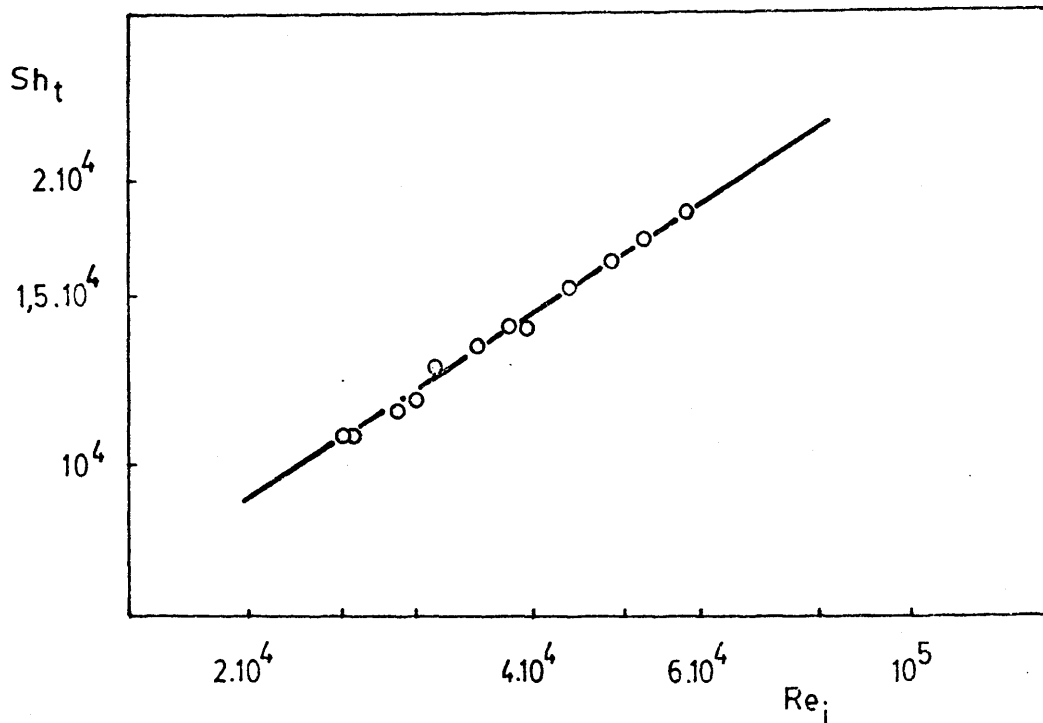


FIGURA 6.23

Como se puede observar, todos los puntos se alinean - sobre una recta de pendiente positiva. Dichos puntos, corresponden a distintos valores del número de partículas sólidas en el tanque, del factor de forma de estas y de los factores de forma  $d_p/d$  y  $T/d$  esto indica que los exponentes a que se encuentran elevadas estas magnitudes en la ecuación [6.2]  $h, i, j$ , han de ser nulos de acuerdo con las expresiones [6.5], [6.6] y [6.7], y el  $q$ , la unidad de acuerdo con la expresión [6.12].

Por ajuste mediante el método de los mínimos cuadrados de los puntos experimentales se obtiene la pendiente de la citada recta, que coincide con el exponente del número de Reynolds,  $b$ , en la ecuación [6.2].

$$b = 0,65 \quad [6.38]$$

c) *Sistema cloruro sódico-agua*

i) Calculo del factor de forma de los cristales.

En la Tabla 5.27 se relacionan los productos del coeficiente de transferencia de materia y del factor de forma  $\gamma$  para dos pares de experimentos realizados con partículas regulares e irregulares de cloruro sódico.

Considerando que en el coeficiente individual de transferencia de materia no influyen los factores de forma  $\gamma$  y  $d_p/d$  - ni el número de partículas sólidas, hipótesis que está suficientemente demostrada en los apartados anteriores y dado que se conoce el factor de forma para las partículas regulares, podemos calcular el factor de forma de las irregulares.

Así, se obtienen dos valores para el mismo, para cada par de experimentos, resultando ser:

$$\text{de los experimentos 27.1 y 27.3: } \gamma = 6,23 \quad [6.39]$$

$$\text{de los experimentos 27.2 y 27.4: } \gamma = 6,22 \quad [6.40]$$

Dada la similitud de estos valores con el encontrado en la bibliografía (23) se eligió el valor 6,2 como factor de forma de los cristales de cloruro sódico.

ii) Influencia del factor de forma  $T/d$  y del número de Reynolds

En la Tabla 6.25 se representan los valores del coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , del factor de forma  $T/d$  y del número de Reynolds calculados a partir de los datos experimentales relacionados en las Tablas 5.27 y 5.28.

En la Figura 6.24 se ha representado el número de Sherwood referido al diámetro del tanque frente al número de Reynolds referido al diámetro del agitador en coordenadas logarítmicas.

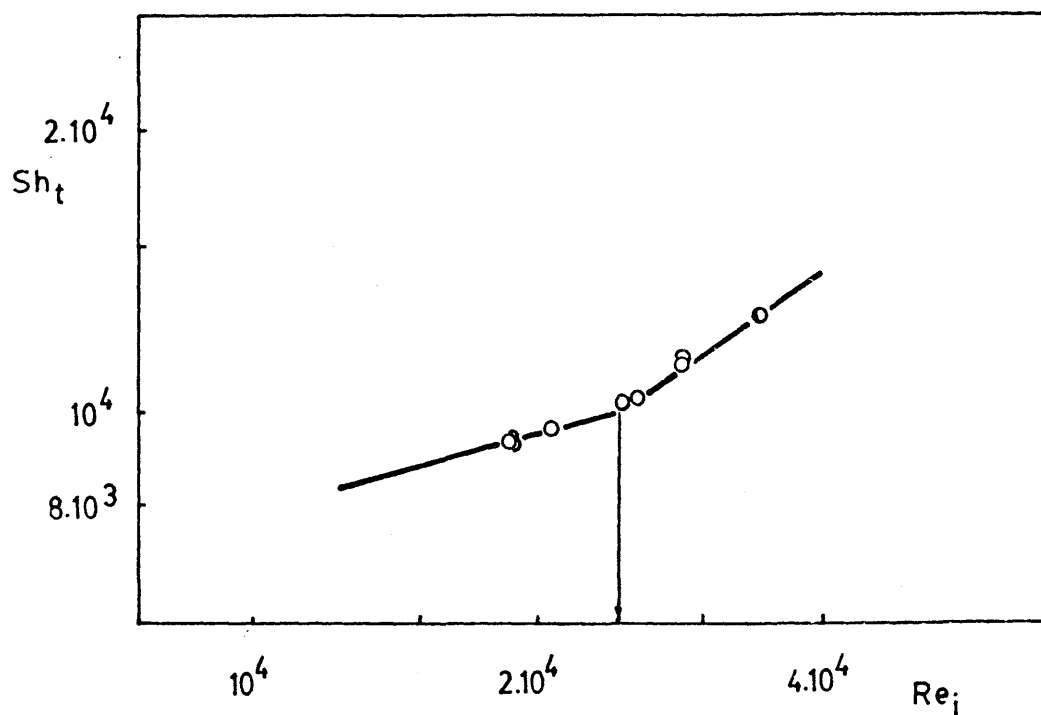


FIGURA 6.24

Los puntos experimentales quedan alineados sobre dos - líneas rectas de pendientes positivas, que se cortan para un número de Reynolds próximo a 24.500. Dichos puntos corresponden a

distintos valores del factor de forma  $T/d$ ; esto indica que el exponente  $a$  a que se encuentra elevado este factor en la ecuación [6.2],  $a$ , ha de ser la unidad: [6.12].

Los valores de las pendientes se han determinado mediante el método de los mínimos cuadrados, obteniéndose las siguientes proporcionalidades entre  $K_L$  y el número de Reynolds:

$$K_L \propto Re_i^{0,73} \quad \therefore \quad b = 0,73 \quad \text{para } Re_i \geq 24.500 \quad [6.41]$$

$$K_L \propto Re_i^{0,27} \quad \therefore \quad b = 0,27 \quad \text{para } Re_i \leq 24.500 \quad [6.42]$$

#### d) Generalización de los resultados

A partir de los resultados obtenidos individualmente con los sistemas ácido benzóico-agua, ácido bórico-agua y cloruro sódico-agua, se deducen las siguientes generalizaciones sobre la influencia de las distintas razones adimensionales de las variables.

##### i) Factor de forma $W_1 = h_R/H$

Solamente se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-agua. Se ha comprobado que no influye sobre el coeficiente de transferencia de materia. Por tanto, su exponente en la ecuación [6.2],  $e$ , es igual a 0: [6.3]

##### ii) Factor de forma $W_2 = H/d$

Solamente se ha estudiado en el sistema ácido benzóico-agua. El coeficiente individual de transferencia de materia es proporcional al factor  $H/d$  elevado a un exponente  $f = -0,104$ : [6.3i]

##### iii) Número de partículas sólidas $N_p$

Se ha estudiado en los sistemas ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua, deduciéndose que en ningún caso afecta al coe-

ficiente individual de transferencia de materia, con lo que su exponente en la ecuación [6.2], h, ha de ser igual a 0: [6.5]

iv) Factor de forma de las partículas sólidas y

Se ha estudiado en los sistemas ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua. En ambos casos no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia. Por tanto, su exponente en la ecuación [6.2], i, ha de ser igual a 0: [6.6]

v) Factor de forma  $W_3 = d_p/d$

Se ha estudiado en los sistemas ácido benzóico-agua y ácido bórico-agua. En ambos casos este factor de forma no influye sobre el coeficiente individual de transferencia de materia, al menos en el intervalo estudiado. Por tanto su exponente en la ecuación [6.2], j, ha de ser igual a 0: [6.7]

vi) Factor de forma  $W_5 = T/d$

Se ha estudiado en los tres sistemas, obteniéndose en todos los casos el mismo resultado: el coeficiente individual de transferencia de materia,  $K_L$ , es directamente proporcional al factor de forma  $T/d$ : [6.12]

vii) Número de Reynolds

Se ha estudiado en los tres sistemas. En cada uno de ellos se han obtenido los valores del exponente b del mismo en la ecuación [6.2]: [6.32], [6.36], [6.38], [6.41] y [6.33], [6.37], [6.42] que se tabulan en la Tabla 6.26.

Se observa que el valor de b ( $Re_i \geq 24.000$ ) obtenido con el sistema cloruro sódico-agua se desvia bastante de los valores obtenidos con los otros dos sistemas; este resultado se justifica teniendo en cuenta que para números de Reynolds elevados, la turbulencia es tal que por erosión de los cristales de cloruro sódico aparecen finos que modifican el área de transferencia de materia,

la cual resulta mayor que la considerada teóricamente (este hecho se comprobó experimentalmente). Este aumento de área trae como consecuencia un coeficiente de transferencia mayor que el real, aumentando con ello la pendiente de la recta.

Con todo esto y teniendo en cuenta que la fiabilidad de los datos decrece en el orden; sistema ácido benzóico-agua, sistema ácido bórico-agua y sistema cloruro sódico-agua, los valores de  $b$  que se han adoptado son:

$$b = 0,63 \quad \text{para } Re_i \geq 24.000 \quad [6.43]$$

$$b = 0,27 \quad \text{para } Re_i \leq 24.000 \quad [6.44]$$

viii) Número de Schmidt y número adimensional  $W_4 = \Delta\rho/\rho$

La influencia del número de Schmidt se ha estudiado en el Apartado 6.2.1, utilizando tanques cilíndricos. Allí se comprobó que el exponente  $a$  que está elevado este número en la ecuación [6.2],  $c$ , es  $1/3$ , [6.20], resultado que está de acuerdo con la mayoría de los estudios realizados sobre transferencia de materia en sistemas sólido-líquido, incluso sin tratarse de tanques agitados (33), (47), (72); por ello se ha adoptado en principio este valor para dicho exponente.

ix) Ecuación final

Teniendo en cuenta la influencia de las distintas razones adimensionales resumidas en los apartados precedentes i) a ix), la función potencial [6.2] se simplifica a:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = a \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104} \quad \text{para } Re_i \geq 24.000 \quad [6.45]$$



$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = a' \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,27} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104} \quad \text{para } Re_i \leq 24.000 \quad [6.46]$$

En las Figuras 6.25 y 6.26 se han representado en -- coordenadas cartesianas el número de Sherwood referido al diámetro del tanque,  $Sh_t$ , frente a los productos:

$Re_i^{0,63} \cdot Sc^{0,33} \cdot (d/H)^{0,104}$  y  $Re_i^{0,27} \cdot Sc^{0,33} \cdot (d/H)^{0,104}$  respectivamente, utilizando los datos correspondientes a los tres sistemas que se consideran, resumidos en las Tablas 6.27 y 6.28.

En ambos casos todos los puntos se alinean sobre rectas, que de acuerdo con las ecuaciones [6.45] y [6.46] tienen por pendientes las constantes de proporcionalidad  $a$  y  $a'$  de las mismas. Determinadas éstas por el método de los mínimos cuadrados se obtuvieron los valores:

$$a = 1,71 \quad [6.47]$$

$$a' = 66,5 \quad [6.48]$$

Sustituyendo estos valores en las ecuaciones [6.45] y [6.46] se tiene finalmente:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 1,71 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104} \quad [6.49]$$

para  $Re_i \geq 24.000$  y:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 66,5 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,27} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{0,33} \left[ \frac{d}{H} \right]^{0,104} \quad [6.50]$$

para  $Re_i \leq 24.000$ .

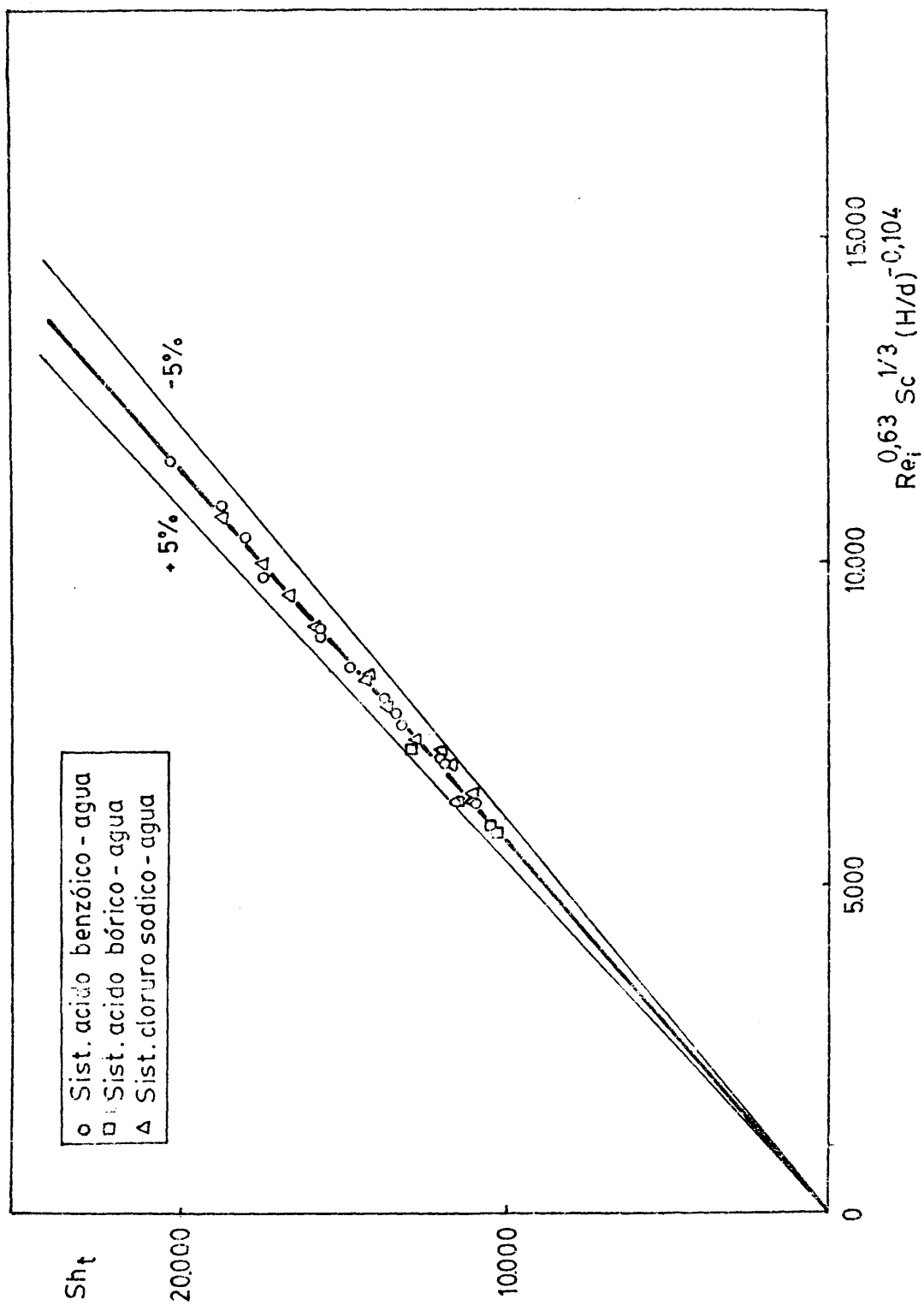


FIGURA 6.25

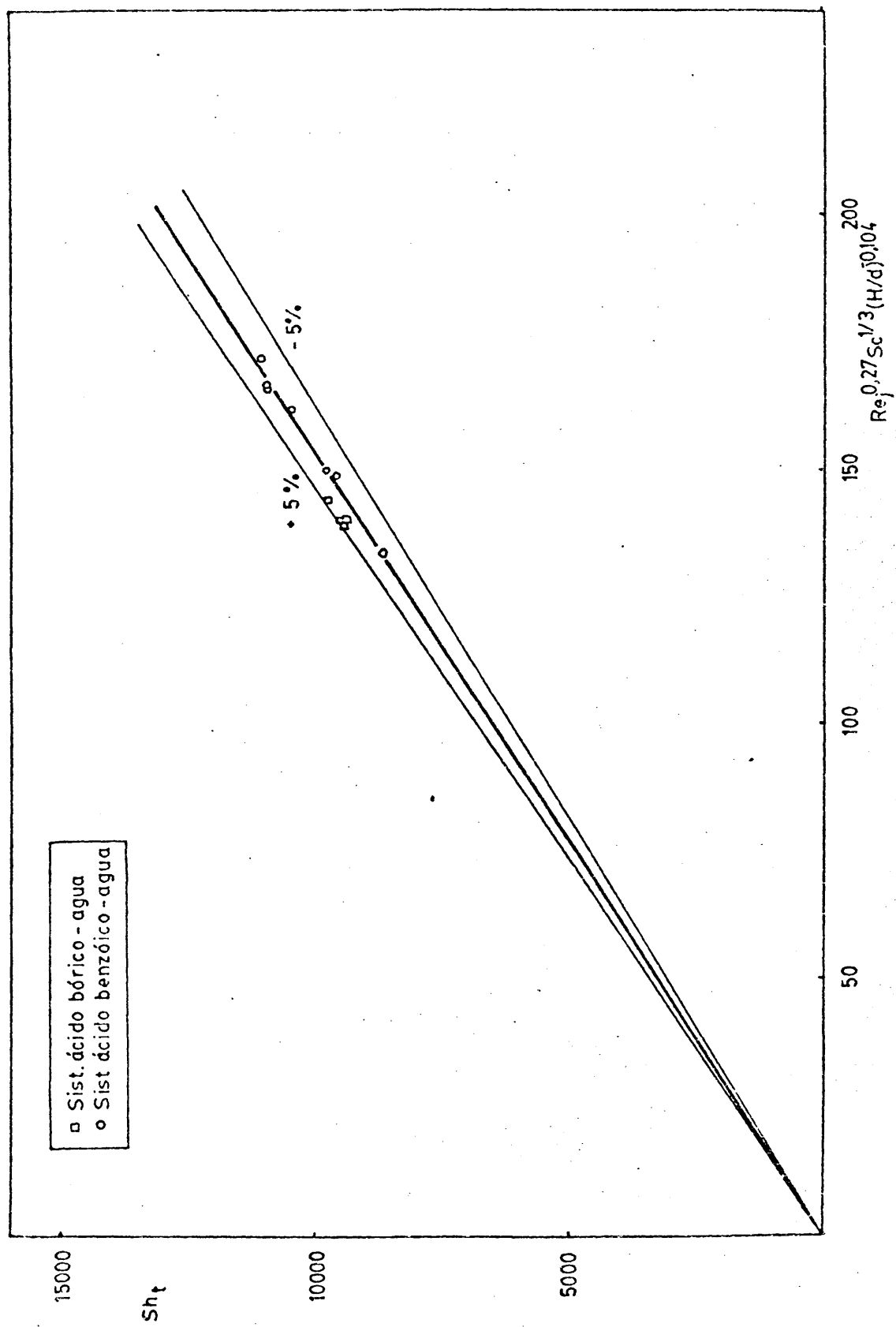


FIGURA 6.26

Trazadas sobre las rectas de la Figuras 6.25 y 6.26 - otras dos divergentes, las ordenadas de cuyos puntos difieran - de los correspondientes a los de las indicadas en un 5%, puede apreciarse que todos los puntos experimentales quedan comprendidos entre las mismas. Por consiguiente puede concluirse que las ecuaciones deducidas [6.49] y [6.50] reproducen los datos experimentales con error inferior a  $\pm 5\%$ .

### 6.3. INSTALACION DE PLANTA PILOTO

Como ya se indicó previamente en el Apartado 6.2.1., - los experimentos realizados en tanques cilíndricos de diferentes tamaños condujeron a una expresión (ecuación [6.29] ) que relaciona el coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , con las distintas variables de las que depende, entre las que se encuentra el tamaño del tanque, expresado por su diámetro, y englobado en el número de Sherwood.

Sin embargo, en el caso de tanques industriales de tamaño superior al del laboratorio (cuyo intervalo de diámetros -- fué de 13 a 17,3 cm.), la correlación antes citada puede no predecir los valores del coeficiente de transferencia de materia con la misma precisión, pues en el cambio de escala de laboratorio a planta piloto no se pueden olvidar a priori los efectos de pared motivados por las diferencias de la razón superficie de las paredes a volumen interno. Esta razón que disminuye en el citado cambio de escala, hace que los recipientes aun siendo geométricamente semejantes, no mantengan una semejanza total. En tal caso puede variar el rozamiento del fluido en las paredes y con ello el perfil de velocidades del mismo.

Ante esta posibilidad, se planteó la necesidad de comprobar la posible influencia de tales efectos de pared, realizando una experimentación en planta piloto y comparando los resultados de ella obtenidos con los predichos por nuestra correlación de laboratorio.

Para ello, era necesario llevar a cabo el montaje de una nueva instalación de dimensiones adecuadas, circunstancia que fué descartada por el excesivo coste de un tanque cilíndrico de tales dimensiones. Sin embargo, si se disponía en nuestro laboratorio de un reactor tanque esférico, de gran tamaño (50 l.), por lo que se pensó en realizar con él la experimentación en gran escala, puesto que también se había experimentado con un pequeño tanque esférico de laboratorio, a fin de comprobar la posibilidad de la extrapolación a gran escala de las correlaciones deducidas en el mismo.

No se creyó necesaria la experimentación previa con otros tanques esféricos de laboratorio de diferentes tamaños, antes de pasar al de mayor escala, ya que había sido anteriormente realizada con los tanques cilíndricos encontrándose plena concordancia entre las correlaciones para ambas geometrías.

Así pues, se decidió comprobar si la extrapolación era posible en el caso de tanques esféricos, haciendo extensivo el resultado que se obtuviera a los tanques cilíndricos.

Para ello, se han representado en coordenadas cartesianas (Figura 6.27) el número de Sherwood referido al diámetro del tanque,  $Sh_t$ , frente al producto  $Re_j^{0,63} Sc^{1/3} (H/d)^{-0,104}$  para los experimentos realizados en el recipiente esférico de planta piloto. Los valores correspondientes a cada punto, se encuentran en la Tabla 6.29 y se han calculado a partir de los datos de las Tablas 5.29 y 5.30.

En la citada Figura se ha trazado también la recta representativa de la correlación obtenida en el laboratorio para  $Re_j \geq 24.000$  (total suspensión de las partículas sólidas) ecuación [6.49], que pasa por el origen y tiene una pendiente de 1,71

Se observa, que los datos experimentales correspondientes a los tres sistemas utilizados: ácido benzóico-agua, ácido bórico-agua y cloruro sódico-agua se ajustan a la citada recta con un error menor del 5%, lo que indica que la correlación obtenida en el laboratorio es válida para otros tanques de diferentes tama

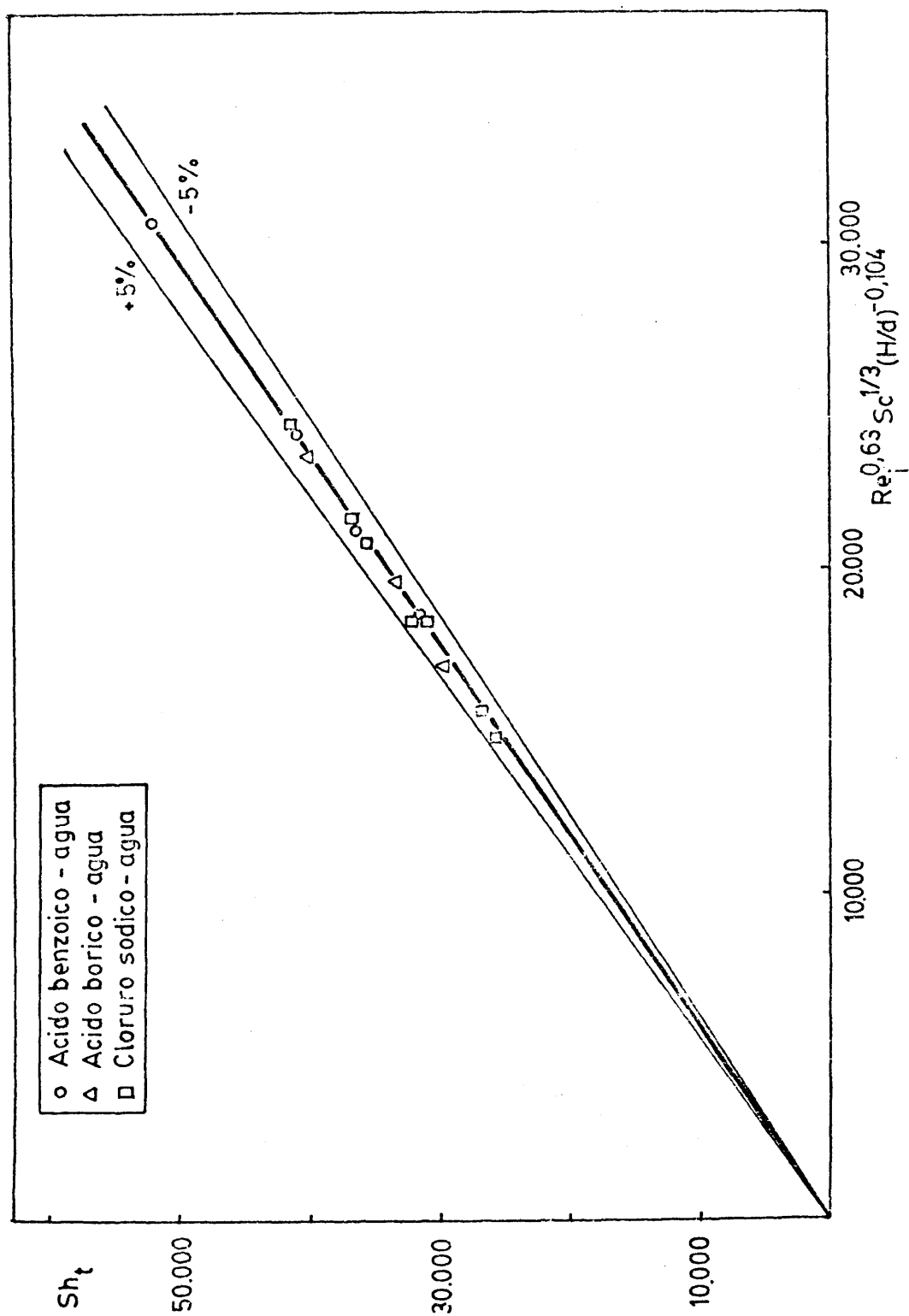


FIGURA 6.27

ños, siempre que las partículas sólidas estén totalmente suspendidas, quedando con ello demostrado que los efectos de pared no son significativos, al menos en el cambio de escala realizado y por tanto, que la correlación encontrada es aplicable a un amplio intervalo de tamaño de tanque.

#### 6.4. COMPARACION ENTRE TANQUES CILINDRICOS Y ESFERICOS

Las ecuaciones que representan la influencia de los números de Reynolds y de Schmidt y de la geometría del sistema de contacto sólido-líquido sobre el coeficiente de transferencia de materia (englobado en el número de Sherwood) deducidas en los apartados 6.2.1, 6.2.2. y 6.3., tanto para tanques cilíndricos como esféricos de cualquier tamaño, supuesta la total suspensión de las partículas sólidas, son respectivamente:

$$Sh_t = 1,45 Re_i^{0,63} Sc^{1/3} W_2^{-0,057} \quad [6.29]$$

para tanques cilíndricos y:

$$Sh_t = 1,71 Re_i^{0,63} Sc^{1/3} W_2^{-0,104} \quad [6.49]$$

para tanques esféricos.

Se puede observar, que los exponentes de los números de Reynolds y de Schmidt, en estas ecuaciones coinciden para ambos casos, confirmándose que la influencia de la geometría del sistema (recipiente, agitador, etc.) solo se manifiesta a través del factor de forma  $W_2$ , (razón altura de líquido diámetro del tanque) y de la constante de proporcionalidad (factor geométrico del sistema).

Analogamente, las ecuaciones obtenidas para los dos tipos de tanques cuando las partículas sólidas no están totalmente suspendidas, como se vió en los apartados 6.2.1. y 6.2.2., son las siguientes:

$$Sh_t = 49,53 Re_i^{0,27} Sc^{1/3} W_2^{-0,057} \quad [6.30]$$

para tanques cilíndricos y:

$$Sh_t = 66,50 Re_i^{0,27} Sc^{1/3} W_2^{-0,104} \quad [6.50]$$

para tanques esféricos.

Nuevamente se aprecia, la coincidencia de los exponentes de los números de Reynolds y Schmidt para ambos tipos de tanques, así como la diferencia en los exponentes del factor de forma  $W_2$  y de la constante de proporcionalidad, debido a las distintas geometrías de los dos sistemas.

No obstante, la contribución del factor de forma  $W_2$  en el número de Sherwood, en las ecuaciones anteriores es poco significativa, puesto que en todos los casos, el valor numérico de dicho factor de forma elevado a su correspondiente exponente es muy próximo a la unidad.

Por otra parte, cuando los tanques tanto cilíndricos - como esféricos, están desprovistos de tabiques deflectores, como ya se ha indicado en los apartados 6.2.1. y 6.2.2., la influencia - del número de Reynolds en el coeficiente de transferencia de materia es prácticamente la misma:

$$K_L \propto Re_i^{0,24}$$

para tanques cilíndricos sin tabiques deflectores y:

$$K_L \propto Re_i^{0,25}$$

para tanques esféricos sin tabiques deflectores

La explicación de este resultado, se encuentra en un comportamiento análogo de las partículas sólidas en ambos tanques, cilíndricos y esféricos, en ausencia de los tabiques deflectores ya que el vórtice producido las arrastra hasta su centro, haciendo disminuir la velocidad relativa entre ellas y el líquido.



Por todo ello, se propone una sola correlación empírica para la determinación del coeficiente de transferencia de materia,  $K_L$ , en tanques agitados de cualquier forma y tamaño -- y en cualesquiera condiciones de operación, siempre que las partículas sólidas estén totalmente suspendidas, cuya expresión es:

$$Sh_t = R Re_i^{0,63} Sc^{1/3} \text{ para } Re_i \geq Re_c$$

El valor de R, que resulta  $1,45 (d/H)^{0,057}$  para tanques cilíndricos y  $1,71 (d/H)^{0,104}$  para tanques esféricos, independiente de sus respectivos tamaños, se puede obtener para cualquier otra geometría mediante una breve y simple experimentación.

Evidentemente la proximidad a 0 de los exponentes del factor de forma (d/H) en los dos casos considerados induce a suponer que el efecto del mismo será siempre despreciable.

En cualquier caso, cuando no se requiere una precisión muy elevada, se puede tomar para R un valor de 1,58 (valor medio de los dos encontrados). El error máximo de dicha aproximación resulta de un 10%.

## 6.5. COMPARACION CON LOS RESULTADOS OBTENIDOS POR OTROS INVESTIGADORES

De las correlaciones citadas en la Introducción, para la determinación de coeficientes individuales de transferencia de materia a través de la fase líquida en tanques agitados, las presentadas en la Tabla 2.3 son las que más se asemejan a la deducida en nuestra investigación.

Todos sus autores, estudiarón la disolución de partículas sólidas en diferentes líquidos, utilizando tanques cilíndricos, con y sin tabiques deflectores y agitadores de turbina o hélice

De todas estas correlaciones las más recientes son las debidas a: Barker y Treybal (11), Marangozis y Jhonson (60) y - Miller (13), y son sin duda las de mayor entidad.

Barker y Treybal (11) utilizando para su investigación cinco sistemas sólido-líquido y tres tamaños diferentes de tanques, con las partículas sólidas totalmente suspendidas, obtuvieron la ecuación empírica:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 0,052 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,833} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/2}$$

concordante con la deducida en esta investigación en cuanto a la influencia del factor geométrico  $T/d$  (exponente 1 en ambos casos) y a la de los factores de forma:  $N_p$ ,  $\Delta\rho/\rho$ ,  $\gamma$ ,  $h_R/H$  y  $d_p/d$ , que no afectan al coeficiente de transferencia de materia. Sin embargo, estos autores no investigan la influencia del factor de forma  $H/d$  y adoptan para el exponente del número de Schmidt el valor 1/2, - de acuerdo con la teoría de la penetración, sin determinarlo experimentalmente.

En cuanto al número de Reynolds, que es el parámetro - que más influye sobre el coeficiente de transferencia de materia, el exponente determinado por Barker y Treybal, 0,833, es superior al valor encontrado por nosotros, 0,63, probablemente debido a su modelo matemático, en el que consideran un área de transferencia de materia constante. Tal hipótesis puede no estar justificada, - dada la apreciable reducción de tamaño de las partículas sólidas en los procesos de disolución, principalmente en los experimentos realizados con los sólidos más solubles y con los números de Reynolds más elevados, por ello, en esta investigación, se ha considerado un área de transferencia de materia variable.

En las Tablas 6.30 y 6.31 se comparan los resultados a que conduce nuestra correlación con los resultados obtenidos por Barker y Treybal en sus condiciones extremas de operación.

Las manifiestas diferencias se deben indudablemente a las causas apuntadas. Concretamente las desviaciones máximas corresponden tanto en los tanques de mayor tamaño (45,0%) como en los más pequeños (107,7%) a los valores del número de Schmidt - más elevados.

Como ya se indicó, el valor adoptado por los citados autores no fue determinado experimentalmente, sino evaluado mediante consideraciones teóricas basadas en la teoría de la penetración teoría que esta más justificada en el caso de sistemas gas-líquido en los que generalmente el tiempo de contacto entre la superficie líquida sin renovar y el gas es muy breve, que en el de sistemas sólido-líquido como los aquí tratados. Para estos últimos, sobre la superficie sólida, se forma una película estable y estacionaria responsable de casi toda la resistencia a la transferencia de materia, para la que parece estar más justificada la teoría de la película, de acuerdo con las ideas de Lewis (2), Toor y Marchello (6), conducente a un valor del exponente del número de Schmidt análogo al encontrado en esta investigación, 1/3.

Marangozis y Johnson (60), estudiando la disolución - de sólidos puros en diferentes líquidos en un tanque cilíndrico con tabiques deflectores y agitadores de turbina, lleno de líquido hasta una altura igual al diámetro, obtiene la correlación - siguiente:

$$\left[ \frac{K_L T}{D} \right] = 0,402 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,65} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3}$$

Si se compara con la propuesta en esta investigación,; se observa una coincidencia entre ambas respecto a la influencia del número de Schmidt (exponente 1/3 en los dos casos, de acuerdo de la mayoría de los trabajos de la bibliografía sobre transferencia de materia en la disolución de sólidos) y en que no intervienen los factores  $N_p$ ,  $\Delta\rho/\rho$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$  y  $h_R/H$ .

Por otro lado, la aparente concordancia entre el exponente del número de Reynolds propuesto por dichos autores (0,65) y el aquí deducido (0,63) no debe interpretarse como una coincidencia más, dado el diferente significado del número de Sherwood utilizado en ambas investigaciones  $Sh_i$  y  $Sh_t$  respectivamente.

De la ecuación de Marangozis y Johnson se deduce que:

$$K_L \propto n^{0,65}$$

$$K_L \propto T^{0,3}$$

y sin embargo de nuestra correlación resulta:

$$K_L \propto n^{0,63}$$

$$K_L \propto T^{1,26}$$

Se observa, pues, la coincidencia en cuanto a la influencia de la velocidad de agitación y la discrepancia en cuanto a la del diámetro del agitador.

Si en este trabajo no hubiéramos considerado como variable el tamaño del tanque, trabajando en un solo tanque con un solo tamaño de agitador, se habría obtenido la ecuación:

$$\left[ \frac{K_L T}{D} \right] \propto \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3}$$

Análoga como se puede observar a la de los citados autores. Por tanto, creemos que la discrepancia entre su correlación y la nuestra se debe fundamentalmente a las siguientes causas:

i) No han considerado el tamaño del tanque como variable, es decir prescinden del factor de forma  $T/d$ .

ii) Al estudiar la influencia del número de Reynolds - han considerado solamente la velocidad de agitación, sin variar suficientemente el diametro del agitador.

Para poder comparar cuantitativamente tales diferencias, bastará multiplicar por la razón  $d/T$  los dos miembros de la correlación de Marangozis y Johmson:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 0,402 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,65} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{T} \right]$$

con lo que adquiere forma similar a la nuestra de la que practicamente solo se diferencia en el inverso del factor de forma  $T/d$ , que falta en ella.

En las Tablas 6.32 y 6.33 se comparan los resultados a que conduce nuestra correlación con los resultados de Marangozis y Johmson. Se aprecia que nuestros valores superan siempre a los suyos en ocasiones hasta en un 41,6%.

Miller (13) trabajando de forma análoga a Marangozis y Johmson y utilizando para correlacionar sus datos una ecuación análoga a la de estos, obtiene la siguiente expresión:

$$\left[ \frac{K_L T}{D} \right] = 8,48 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,397} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3}$$

Esta correlación concuerda con la propuesta por nosotros en cuanto a la influencia del número de Schmidt y los factores -  $N_p$ ,  $\Delta\rho/\rho$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$  y  $h_R/H$  pero no en cuanto a la influencia de la velocidad de agitación, del diámetro del tanque y del diámetro - del agitador:

		<u>Miller</u>	<u>Nuestra</u>
$K_L$	$\propto$	$T^{-0,206}$	$T^{1,26}$
$K_L$	$\propto$	$n^{0,397}$	$n^{0,63}$
$K_L$	$\propto$	$d^0$	$d^1$

Estas discrepancias son atribuibles principalmente a - que estos autores supusieron que el diámetro del tanque no influye sobre el coeficiente  $K_L$  y utilizan datos experimentales obtenidos en tanques de diferentes tamaños para obtener su correlación.

Si como en el caso de la correlación anterior, multiplicamos por la razón  $d/T$  los dos miembros de la ecuación de Miller se obtiene:

$$\left[ \frac{K_L d}{D} \right] = 8,48 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,397} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{d}{T} \right]$$

quedando ahora plasmadas las discrepancias en el valor del exponente del número de Reynolds y en que aparece en la correlación el inverso del factor de forma  $T/d$ .

En las Tablas 6.34 y 6.35, se comparan los resultados a que conduce nuestra correlación con los obtenidos por Miller. Se observa que practicamente todos nuestros valores son inferiores en ocasiones hasta en un 46,4%.

Resumiendo, se considera que la correlación desarrollada en esta investigación para tanques cilíndricos mejora las propuestas hasta ahora en la bibliografía para la evaluación de  $K_L$  por las siguientes razones:

i) Su mayor generalidad, al haber considerado mayor número de variables, entre ellas el tamaño del tanque.

ii) La concordancia entre las correlaciones desarrolladas para tanques cilíndricos y esféricos.

iii) Su mayor grado de precisión al haber utilizado un modelo matemático más riguroso, basado en una superficie variable de las partículas que se disuelven.

Finalmente conviene hacer notar que en esta investigación se propone por primera vez una correlación para el cálculo del coeficiente  $K_L$  en el caso de tanques esféricos, no pudiendo establecerse por tanto comparaciones con otras ecuaciones, queremos resaltar que la precisión con que reproduce nuestros abundantes datos experimentales y su concordancia con la correspondiente a tanques cilíndricos, constituyen garantías suficientes para su empleo.

TABLA 6.1

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $h_R/H$ 

Exp.	H	$h_R$	$h_R/H$	$K_L$
3.1	14	0,8	0,057	0,1560
3.2	14	1,0	0,071	0,1533
3.3	14	1,4	0,100	0,1533
3.4	14	1,9	0,136	0,1502
3.5	14	2,1	0,150	0,1560
3.6	14	2,5	0,179	0,1533
	cm.	cm.		m/h



TABLA 6.2

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $H/d$ 

Exp.	d	H	$H/d$	$K_L$
4.1	15	5,6	0,373	0,1653
4.2	15	8,4	0,560	0,1615
4.3	15	11,2	0,747	0,1625
4.4	15	14,0	0,933	0,1533
4.5	15	16,8	1,120	0,1570
	cm.	cm.		m/h

TABLA 6.3

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia de:  $\gamma$ ,  $d_p/d$ ,  $T/d$  y  $Re_i$

PBZ-1, $\gamma = 5,52$ , $d_p/d = 0,042$		PBZ-2, $\gamma = 7,09$ , $d_p/d = 0,0387$					
Exp.	$K_L$	Exp.	$K_L$	$n$	$T$	$\bar{K}_L$	% desvia.
6.1	0,1450	7.1	0,1470	200	7,62	0,1460	0,7
6.2	0,1697	7.2	0,1662	300	"	0,1679	1,1
6.3	0,1916	7.3	0,2004	400	"	0,1960	2,2
6.4	0,2272	7.4	0,2281	500	"	0,2276	0,3
6.5	0,2600	7.5	0,2600	600	"	0,2600	0,0
6.6	0,1259	7.6	0,1300	200	6,15	0,1279	1,6
6.7	0,1368	7.7	0,1422	300	"	0,1395	1,2

TABLA 6.3 (Cont.)

PBZ-1, $\gamma = 5,52$ , $d_p/d = 0,042$		PBZ-2, $\gamma = 7,09$ , $d_p/d = 0,0387$					
Exp.	$K_L$	Exp.	$K_L$	n	T	$\bar{K}_L$	% desvia.
6.8	0,1533	7.8	0,1599	400	6,15	0,1566	2,1
6.9	0,1752	7.9	0,1790	500	"	0,1771	1,1
6.10	0,1999	7.10	0,1940	600	"	0,1969	1,7
6.11	0,2189	7.11	0,2259	700	"	0,2224	1,6
6.12	0,1149	7.12	0,1172	200	5,08	0,1160	1,0
6.13	0,1341	7.13	0,1321	300	"	0,1231	0,8
6.14	0,1368	7.14	0,1428	400	"	0,1348	5,9
6.15	0,1533	7.15	0,1492	500	"	0,1512	2,9
6.16	0,1587	7.16	0,1556	600	"	0,1571	1,6
6.17	0,1697	7.17	0,1748	700	"	0,1722	1,5
	m/h		m/h	rpm.	cm.	m/h	

TABLA 6.4

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Ajuste de rectas Figura 6.5

N° puntos	C. correl.	T	Pend.(b)
4	0,995	7,62	0,63
4	0,993	6,15	0,62
2	1,000	5,08	0,59
2	1,000	7,62	0,34
3	0,676	6,15	0,36
5	0,938	5,08	0,30
		cm.	

TABLA 6.5

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Ajuste de rectas Figura 6.6

N° puntos	C. correl.	n	Pend. (2b+q-1)
2	1,000	700	1,34
3	0,999	600	1,24
2	1,000	500	1,13
2	1,000	400	1,05
2	1,000	300	0,65
3	0,997	200	0,57
		r.p.m.	

TABLA 6.6

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds

Experimentos	n	T	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>
6.1 7.1	200	7,62	19.355	0,146
6.2 7.2	300	"	29.032	0,167
6.3 7.3	400	"	38.710	0,196
6.4 7.4	500	"	48.387	0,227
6.5 7.5	600	"	58.064	0,260
6.6 7.6	200	6,15	12.607	0,127
6.7 7.7	300	"	18.911	0,139
6.8 7.8	400	"	25.215	0,156
6.9 7.9	500	"	31.519	0,177

TABLA 6.6 (Cont.)

Experimentos	n	T	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>
6.10 7.10	600	6,15	37.822	0,1969
6.11 7.11	700	"	44.126	0,2224
6.12 7.12	200	5,08	8.602	0,1160
6.13 7.13	300	"	12.903	0,1231
6.14 7.14	400	"	17.204	0,1348
6.15 7.15	500	"	21.505	0,1512
6.16 7.16	600	"	25.806	0,1571
6.17 7.17	700	"	30.107	0,1722
	r.p.m.	cm.		m/h

TABLA 6.7

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzoico-agua

Influencia de los tabiques deflectores

Exp.	n	T	$Re_i$	$K_L$
8.1	200	10,2	34.680	0,1204
8.2	300	"	52.020	0,1313
8.3	300	7,62	29.032	0,1231
8.4	400	"	38.710	0,1258
8.5	500	"	48.387	0,1368
8.6	400	6,15	25.215	0,1094
8.7	500	"	31.519	0,1204
8.8	400	5,08	17.204	0,1012
8.9	500	"	21.505	0,1122
8.10	600	"	25.806	0,1204
	r.p.m.	cm.		m/h



TABLA 6.8

## Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

## Sistema ácido benzóico-agua

## Influencia del tamaño del tanque

Exp.	Tanque	d	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
9.1	RCL-1	17,28	34.680	0,1636	10.120
9.2	"	"	52.020	0,2108	13.039
9.3	"	"	29.032	0,1604	9.922
9.4	"	"	38.710	0,1762	10.899
9.5	"	"	48.387	0,1982	12.260
9.6	"	"	25.215	0,1573	9.730
9.7	"	"	31.519	0,1636	10.120
9.8	"	"	37.822	0,1636	10.120
9.9	"	"	17.204	0,1353	8.369
9.10	"	"	21.505	0,1510	9.340
6.1 7.1	RCL-2	15,00	19.355	0,1460	7.839
6.2 7.2	"	"	29.032	0,1679	9.015
6.3 7.3	"	"	38.710	0,1970	10.578
6.4 7.4	"	"	48.387	0,2276	12.221

TABLA 6.8 (Cont.)

Exp.	Tanque	d	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
6.5 7.5	RCL-2	15,00	58.064	0,2600	13.960
6.6 7.6	"	"	12.607	0,1279	6.867
6.7 7.7	"	"	18.911	0,1395	7.490
6.8 7.8	"	"	25.215	0,1566	8.408
6.9 7.9	"	"	31.519	0,1771	9.509
6.10 7.10	"	"	37.822	0,1969	10.572
6.11 7.11	"	"	44.126	0,2224	11.941
6.12 7.12	"	"	8.602	0,1160	6.228
6.13 7.13	"	"	12.903	0,1231	6.610
6.14 7.14	"	"	17.204	0,1348	7.238
6.15 7.15	"	"	21.505	0,1512	8.118
6.16 7.16	"	"	25.806	0,1571	8.435
6.17 7.17	"	"	30.107	0,1722	9.246
10.1	RCL-3	13,00	18.911	0,1556	7.241
10.2	"	"	25.215	0,1792	8.339
10.3	"	"	31.519	0,2028	9.437

TABLA 6.8 (Cont.)

Exp.	Tanque	d	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
10.4	RCL-3	13,00	17.204	0,1509	7.022
10.5	"	"	21.505	0,1603	7.459
10.6	"	"	25.806	0,1792	8.339
		cm.		m/h	

TABLA 6.9

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa

Influencia de  $Re_j$  y  $T/d$ 

Exp.	% saca. en peso	n	T/d	$Re_j$	$K_L$
11.1	5	400	0,508	36.246	0,1988
11.2	5	500	0,508	45.308	0,2606
11.3	5	600	0,508	54.369	0,2571
11.4	5	300	0,339	12.082	0,1193
11.5	5	400	0,339	16.109	0,1299
11.6	5	500	0,339	20.137	0,1378
12.1	10	400	0,508	31.563	0,1736
12.2	10	500	0,508	39.454	0,1995
12.3	10	600	0,508	47.345	0,2254
12.4	10	300	0,339	10.521	0,1088
12.5	10	400	0,339	14.028	0,1192
12.6	10	500	0,339	17.535	0,1269
13.1	15	400	0,508	26.371	0,1433

TABLA 6.9 (Cont.)

Exp.	% saca. en peso	n	T/d	Re <sub>j</sub>	K <sub>L</sub>
13.2	1 15	500	0,508	32.964	0,1657
13.3	15	600	0,508	39.557	0,1886
13.4	15	600	0,410	25.767	0,1433
13.5	15	700	0,410	30.061	0,1584
13.6	15	500	0,339	14.650	0,1132
14.1	20	400	0,508	22.041	0,1197
14.2	20	500	0,508	27.551	0,1417
14.3	20	600	0,508	33.061	0,1588
14.4	20	600	0,410	21.536	0,1197
14.5	20	700	0,410	25.125	0,1295
15.1	25	400	0,508	18.548	0,1095
15.2	25	500	0,508	23.185	0,1166
15.3	25	600	0,508	27.822	0,1309
15.4	25	700	0,410	21.144	0,1119
		r.p.m.			m/h

TABLA 6.10

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa

Ajuste de rectas de la Figura 6.10

% saca. en peso	Nº punt.	$Re_i \geq 27.000$ b	Coef. corre.	Nº punt.	$Re_i \leq 27.000$ b	Coef. corre.
5	3	0,635	0,999	3	0,282	0,999
10	3	0,643	0,999	3	0,302	0,998
15	3	0,646	0,993	3	0,408	0,998
20	2	0,625	1,000	3	0,541	0,980
25	-	-	-	3	0,274	0,925

TABLA 6.11

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa

Influencia de  $Sc$ ,  $\Delta\rho/\rho$  y  $N_p$  para  $Re_i \geq 27.000$

Exp.	$Sc$	$Re_i$	$\Delta\rho/\rho$	$N_p$	$Sh_t$	$Sh_t/Re_i^{0,64}$
11.1	1.483	36.246	0,233	62	11.457	13,84
11.2	1.483	45.308	"	"	13.289	13,92
11.3	1.483	54.369	"	"	14.817	13,81
12.1	1.947	31.563	0,198	63	11.536	15,22
12.2	1.947	39.454	"	"	13.258	15,17
12.3	1.947	47.345	"	"	14.979	15,25
13.2	2.822	32.964	0,165	65	13.176	16,91

TABLA 6.11 (Cont.)

Exp.	Sc	Re <sub>i</sub>	$\Delta\rho/\rho$	N <sub>p</sub>	Sh <sub>t</sub>	Sh <sub>t</sub> /Re <sub>i</sub> <sup>0.6</sup>
13.3	2.822	39.557	0,165	65	14.997	17,13
13.5	2.822	30.061	"	"	12.595	17,15
14.2	3.991	27.551	0,134	67	13.480	19,41
14.3	3.991	33.061	"	"	15.106	19,35
15.3	5.640	27.822	0,104	69	14.741	21,09



TABLA 6.12

## Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa

Influencia de  $Sc$ ,  $\Delta\rho/\rho$  y  $N_p$  para  $Re_i \approx 27.000$ 

Exp.	$Sc$	$Re_i$	$\Delta\rho/\rho$	$N_p$	$Sh_t$	$Sh_t/Re_i^{0,29}$
11.4	1.483	12.082	0,233	62	6.875	450,2
11.5	1.483	16.109	"	"	7.486	451,0
11.6	1.483	20.137	"	"	7.941	448,4
12.4	1.947	10.521	0,198	63	7.230	492,9
12.5	1.947	14.028	"	"	7.921	496,8
12.6	1.947	17.535	"	"	8.433	495,7
13.1	2.822	26.371	0,165	65	11.395	595,1

TABLA 6.12 (Cont.)

Exp.	Sc	Re <sub>i</sub>	$\Delta\rho/\rho$	N <sub>p</sub>	Sh <sub>t</sub>	Sh <sub>t</sub> /Re <sub>i</sub> <sup>0,29</sup>
13.4	2.822	25.767	0,165	65	11.395	599,1
13.6	2.822	14.650	"	"	9.001	557,4
14.1	3.991	22.041	0,134	67	11.387	626,4
14.4	3.991	21.536	"	"	11.387	630,6
14.5	3.991	25.125	"	"	12.319	652,5
15.1	5.640	18.548	0,104	69	12.331	713,2
15.2	5.640	23.185	"	"	13.131	711,8
15.4	5.640	21.144	"	"	12.601	701,6

TABLA 6.13

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Sistema ácido bórico-agua

Influencia de  $N_p$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$ ,  $T/d$  y  $Re_i$ 

Exp.	$N_p$	$\gamma$	$d_p/d$	$T/d$	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
17.1	120	5,39	0,0453	0,508	29.032	0,1973	8.221
17.2	"	"	"	"	38.710	0,2287	9.529
17.3	"	"	"	"	48.387	0,2760	11.500
17.4	"	"	"	0,410	18.911	0,1665	6.937
17.5	"	"	"	"	25.215	0,1802	7.508
17.6	"	"	"	"	31.519	0,2076	8.650
17.7	"	"	"	0,339	12.903	0,1534	6.392
17.8	"	"	"	"	17.204	0,1648	6.867

TABLA 6.13 (Cont.)

Exp.	N <sub>p</sub>	$\gamma$	d <sub>p</sub> /d	T/d	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>	Sh <sub>t</sub>
17.9	120	5,39	0,0453	0,339	21.505	0,1734	7.225
18.1	47	4,89	0,0367	0,508	48.387	0,2748	11.450
18.2	"	"	"	"	58.064	0,3058	12.742
18.3	"	"	"	0,410	25.215	0,1804	7.517
18.4	"	"	"	"	37.822	0,2310	9.625
18.5	"	"	"	0,339	21.505	0,1761	7.337
18.6	"	"	"	"	25.806	0,1847	7.696
19.1	33	6,41	0,0700	0,508	29.032	0,1989	8.287
19.2	"	"	"	"	38.710	0,2372	9.883
19.3	"	"	"	0,410	18.911	0,1679	6.996
19.4	"	"	"	"	31.519	0,2070	8.625

TABLA 6.13 (Cont.)

Exp.	$N_p$	$\gamma$	$d_p/d$	$T/d$	$Re_j$	$K_L$	$Sh_t$
19.5	33	6,41	0,0700	0,339	12.903	0,1502	6.258
19.6	"	"	"	"	17.204	0,1657	6.904
						m/h	

TABLA 6.14

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Influencia del número de Reynolds

Sistema	b ( $Re_i \geq 27.000$ )	b ( $Re_i \leq 27.000$ )
ácido benzoico-agua	0,63	0,28
ácido benzoico-disoluciones sacarosa	0,64	0,29
ácido bórico-agua	0,64	0,26

TABLA 6.15

Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Influencia de  $\Delta\rho/\rho$  y cálculo de  $a$  para  $Re_i \geq 27.000$

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	$Sc$	$H/d$	$\Delta\rho/\rho$	$0,63$ $Re_i$	$1/3$ $Sc$	$-0,057$ $(H/d)$	$0,63$ $Re_i$	$1/3$ $Sc$	$-0,057$ $(H/d)$
6.2 7.2	9.085	29.032	1.299	0,933	0,270	648	10,91	1,00	7.070		
6.3 7.3	10.606	38.710	"	"	"	777	"	"	8.477		
6.4 7.4	12.316	48.387	"	"	"	894	"	"	9.753		
6.5 7.5	14.069	58.064	"	"	"	1.003	"	"	10.943		
6.9 7.9	9.583	31.519	"	"	"	682	"	"	7.441		
6.10 7.10	10.655	37.822	"	"	"	766	"	"	8.357		
6.11 7.11	12.035	44.126	"	"	"	844	"	"	9.208		
6.17 7.17	9.318	30.107	"	"	"	663	"	"	7.233		
11.1	11.457	36.246	1.483	"	0,233	745	11,40	"	8.493		

TABLA 6.15 (Cont.)

Exp.	Sh <sub>t</sub>	Re <sub>i</sub>	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	0,63 Re <sub>i</sub>	1/3 Sc	<sup>-0,057</sup> (H/d)	0,63 Re <sub>i</sub>	1/3 Sc	<sup>-0,057</sup> (H/d)
11.2	13.289	45.308	1.483	0,933	0,233	858	11,40	1,00	858	11,40	1,00
11.3	14.817	54.369	"	"	"	962	"	"	962	"	"
12.1	11.536	31.563	1.947	"	0,198	683	12,49	"	683	12,49	"
12.2	13.258	39.454	"	"	"	786	"	"	786	"	"
12.3	14.979	47.345	"	"	"	882	"	"	882	"	"
13.2	13.176	32.964	2.822	"	0,165	702	14,13	"	702	14,13	"
13.3	14.997	39.557	"	"	"	787	"	"	787	"	"
13.5	12.595	30.061	"	"	"	662	"	"	662	"	"
14.2	13.480	27.551	3.991	"	0,134	627	15,86	"	627	15,86	"
14.3	15.106	33.061	"	"	"	703	"	"	703	"	"
15.3	14.741	27.822	5.640	"	0,104	631	17,80	"	631	17,80	"



TABLA 6.15 (Cont.)

Exp.	$Sh_t$	$Re_j$	Sc	H/d	$\Delta p/\rho$	$0,63$ $Re_j$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)	$0,63$ $Re_j$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)
17.1	8.221	29.032	1.000	0,933	0,435	648	10,00	1,00	648	6.480	
17.2	9.529	38.710	"	"	"	777	"	"	777	7.770	
17.3	11.500	48.387	"	"	"	894	"	"	894	8.940	
17.6	8.650	31.519	"	"	"	682	"	"	682	6.820	
18.1	11.450	48.387	"	"	"	894	"	"	894	8.940	
18.2	12.742	58.064	"	"	"	1.003	"	"	1.003	10.030	
18.4	9.625	37.822	"	"	"	766	"	"	766	7.660	
19.1	8.287	29.032	"	"	"	648	"	"	648	6.480	
19.2	9.883	38.710	"	"	"	777	"	"	777	7.770	
19.4	8.625	31.519	"	"	"	682	"	"	682	6.820	

TABLA 6.16

## Instalación de Laboratorio. Tanque cilíndrico

Influencia de  $\Delta\rho/\rho$  y cálculo de  $a'$  para  $Re_i \leq 27.000$ 

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	$Re_i$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)	$Re_i^{0,27}$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)
4.1	8.945	25.215	1.299	0,373	0,270	15,43	10,91	1,06	178	178	178
4.2	8.739	"	"	0,560	"	"	"	1,03	173	173	173
4.3	8.793	"	"	0,747	"	"	"	1,02	171	171	171
4.4	8.295	"	"	0,933	"	"	"	1,00	168	168	168
4.5	8.496	"	"	1,120	"	"	"	0,99	166	166	166
6.1 7.1	7.900	19.355	"	0,933	"	14,37	"	1,00	157	157	157
6.6 7.6	6.921	12.607	"	"	"	12,80	"	"	140	140	140
6.7 7.7	7.549	18.911	"	"	"	14,28	"	"	156	156	156
6.8 7.8	8.474	25.215	"	"	"	15,43	"	"	168	168	168

TABLA 6.16 (Cont.)

Exp.	Sh <sub>t</sub>	Re <sub>i</sub>	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	Re <sub>i</sub> <sup>0,27</sup>	1/3 Sc	(H/d) <sup>-0,057</sup>	Re <sub>i</sub> <sup>0,27</sup>	1/3 Sc	(H/d) <sup>-0,057</sup>
6.12 7.12	6.277	8.602	1.299	0,933	0,270	11,54	10,91	1,00		126	
6.13 7.13	6.661	12.903	"	"	"	12,88	"	"		140	
6.14 7.14	7.294	17.204	"	"	"	13,92	"	"		152	
6.15 7.15	8.182	21.505	"	"	"	14,78	"	"		161	
6.16 7.16	8.501	25.806	"	"	"	15,53	"	"		169	
11.4	6.875	12.082	1.483	"	0,233	12,65	11,40	"		144	
11.5	7.486	16.109	"	"	"	13,67	"	"		156	
11.6	7.941	20.137	"	"	"	14,52	"	"		165	
12.4	7.230	10.521	1.947	"	0,198	12,19	12,49	"		152	
12.5	7.921	14.028	"	"	"	13,17	"	"		165	
12.6	8.433	17.535	"	"	"	13,99	"	"		175	

TABLA 6.16 (Cont.)

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	$Re_i$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)	$Re_i$	$1/3$ Sc	$-0,057$ (H/d)
13.1	11.395	26.371	2.822	0,933	0,165	15,62	14,13	1,00	221		
13.4	11.395	25.767	"	"	"	15,52	"	"	219		
13.6	9.001	14.650	"	"	"	13,33	"	"	188		
14.1	11.387	22.041	3.991	"	0,134	14,88	15,86	"	236		
14.4	11.387	21.536	"	"	"	14,79	"	"	235		
14.6	12.319	25.125	"	"	"	15,42	"	"	245		
15.1	12.331	18.548	5.640	"	0,104	14,20	17,80	"	253		
15.2	13.131	23.185	"	"	"	15,09	"	"	269		
15.4	12.601	21.144	"	"	"	14,72	"	"	262		
17.4	6.937	18.911	1.000	"	0,435	14,28	10,00	"	143		
17.5	7.508	25.215	"	"	"	15,43	"	"	154		

TABLA 6.16 (Cont.)

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	$Re_i$	$0,27$ $Re_i$	$1/3$ Sc	$^{-0,057}$ (H/d)	$0,27$ $Re_i$	$1/3$ Sc	$^{-0,057}$ (H/d)
17.7	6.392	12.903	1.000	0,933	0,435	12,88	12,88	10,00	1,00	129	129	1,00
17.8	6.867	17.204	"	"	"	13,92	13,92	"	"	139	139	"
17.9	7.225	21.505	"	"	"	14,78	14,78	"	"	148	148	"
18.3	7.517	25.215	"	"	"	15,43	15,43	"	"	154	154	"
18.5	7.337	21.505	"	"	"	14,78	14,78	"	"	148	148	"
18.6	7.696	25.806	"	"	"	15,53	15,53	"	"	155	155	"
19.3	6.996	18.911	"	"	"	14,28	14,28	"	"	143	143	"
19.5	6.258	12.903	"	"	"	12,88	12,88	"	"	129	129	"
19.6	6.904	17.204	"	"	"	13,92	13,92	"	"	139	139	"

TABLA 6.17

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $h_R/H$ 

Exp.	H	$h_R$	$h_R/H$	$K_L$
21.1	11,8	1,0	0,0847	0,1512
21.2	"	1,2	0,102	0,1541
21.3	"	1,4	0,119	0,1570
21.4	"	1,6	0,136	0,1512
21.5	"	2,1	0,178	0,1512
21.6	"	2,3	0,195	0,1512
21.7	"	2,5	0,212	0,1454
21.8	"	2,7	0,229	0,1512
21.9	"	2,9	0,246	0,1541
	cm.	cm.		m/h

TABLA 6.18

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del factor de forma  $H/d$ 

Exp.	$N_p$	d	H	$H/d$	$K_L$
22.1	60	21,6	10,4	0,481	0,1532
22.2	60	"	11,8	0,546	0,1512
22.3	70	"	13,1	0,606	0,1512
22.4	63	"	14,8	0,685	0,1511
22.5	71	"	16,3	0,755	0,1447
22.6	79	"	18,5	0,856	0,1447
		cm.	cm.		m/h

TABLA 6.19

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia de:  $\gamma$  y  $d_p/d$

PBZ-1, $\gamma = 5,52$ , $d_p/d = 0,029$		PBZ-2, $\gamma = 7,09$ , $d_p/d = 0,0268$					
Exp.	$K_L$	Exp.	$K_L$	n	T	$\bar{K}_L$	% desvia.
23.1	0,1861	24.1	0,1918	200	10,20	0,1889	1,5
23.2	0,2384	24.2	0,2387	300	"	0,2385	0,1
23.5	0,1657	24.3	0,1705	300	7,62	0,1681	1,4
23.6	0,2006	24.4	0,2004	400	"	0,2005	0,0
23.7	0,2297	24.5	0,2302	500	"	0,2299	0,2
23.8	0,2587	24.6	0,2600	600	"	0,2593	0,3
23.11	0,1512	24.7	0,1513	400	6,15	0,1512	0,1



TABLA 6.19 (Cont.)

PBZ-1, $\gamma = 5,52$ , $d_p/d = 0,029$		PBZ-2, $\gamma = 7,09$ , $d_p/d = 0,0268$					
Exp.	$K_L$	Exp.	$K_L$	n	T	$\bar{K}_L$	% desvia.
23.12	0,1715	24.8	0,1790	500	6,15	0,1752	2,2
23.13	0,2006	24.9	0,2004	600	"	0,2003	0,0
23.14	0,2210	24.10	0,2217	700	"	0,2218	0,0
23.18	0,1424	24.11	0,1407	500	5,08	0,1415	0,6
23.19	0,1512	24.12	0,1535	600	"	0,1523	0,8
	m/h		m/h		cm.	m/h	

TABLA 6.20

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Ajuste de rectas Figura 6.19

Nº puntos	C. correl.	T	Pend.(b)
2	1,000	10,20	0,57
4	1,000	7,62	0,62
4	0,999	6,15	0,69
3	0,971	5,08	0,55
3	0,999	6,15	0,30
4	0,996	5,08	0,27
		cm.	

TABLA 6.21

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Ajuste de rectas Figura 6.20

Nº puntos	C. correl.	n	Pend. (2b+q-1)
2	1,000	700	1,38
3	0,997	600	1,31
3	0,999	500	1,20
2	1,000	400	1,32
2	1,000	300	1,20
2	1,000	400	0,64
3	0,987	300	0,73
3	0,999	200	0,58
		r.p.m.	

TABLA 6.22

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia del número de Reynolds

Experimentos	n	T	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>
23.1 24.1	200	10,20	34.680	0,1889
23.2 24.2	300	"	52.020	0,2385
23.5 24.3	300	7,62	29.032	0,1681
23.6 24.4	400	"	38.710	0,2005
23.7 24.5	500	"	48.387	0,2299
23.8 24.6	600	"	58.064	0,2593
23.11 24.7	400	6,15	25.215	0,1512

TABLA 6.22 (Cont.)

Experimentos	n	T	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>
23.12 24.8	500	6,15	31.519	0,1752
23.13 24.9	600	"	37.822	0,2003
23.14 24.10	700	"	44.126	0,2218
23.18 24.11	500	5,08	21.505	0,1415
23.19 24.12	600	"	25.806	0,1523
23.3	400	10,20	69.360	0,4070
23.4	200	7,62	19.355	0,1395
23.9	200	6,15	12.607	0,1226
23.10	300	"	18.911	0,1395

TABLA 6.22 (Cont.)

Experimentos	n	T	Re <sub>i</sub>	K <sub>L</sub>
23.15	200	5,08	8.602	0,1104
23.16	300	"	12.903	0,1250
23.17	400	"	17.204	0,1337
24.13	700	"	30.107	0,1705
	r.p.m.	cm.		m/h

TABLA 6.23

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido benzóico-agua

Influencia de los tabiques deflectores

Exp.	n	T	$Re_i$	$K_L$
25.1	300	10,20	52.020	0,1629
25.2	400	"	69.360	0,1804
25.3	300	7,62	29.032	0,1454
25.4	400	"	38.710	0,1513
25.5	500	"	48.387	0,1629
25.6	400	6,15	25.215	0,1396
25.7	500	"	31.519	0,1425
25.8	400	5,08	17.204	0,1280
25.9	500	"	21.505	0,1280
25.10	600	"	25.806	0,1425
	r.p.m.	cm.		m/h

TABLA 6.24

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema ácido bórico-agua

Influencia de  $N_p$ ,  $\gamma$ ,  $d_p/d$ ,  $T/d$  y  $Re_i$ 

Exp.	$N_p$	$\gamma$	$d_p/d$	$T/d$	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
26.1	56	4,89	0,255	0,353	29.032	0,1920	11.520
26.2	"	"	"	0,285	25.215	0,1808	10.848
26.3	"	"	"	0,235	25.806	0,1808	10.848
26.4	"	"	"	0,235	30.107	0,1972	11.832
26.5	144	5,39	0,0315	0,472	34.680	0,2258	13.548
26.6	"	"	"	0,353	38.710	0,2338	14.028
26.7	"	"	"	0,285	31.519	0,2127	12.762
26.8	"	"	"	0,285	37.822	0,2368	14.208



TABLA 6.24 (Cont.)

Exp.	$N_p$	$\gamma$	$d_p/d$	$T/d$	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
26.9	40	6,41	0,0486	0,472	52.020	0,2878	17.268
26.10	"	"	"	0,353	48.387	0,2745	16.470
26.11	"	"	"	0,353	58.064	0,3083	18.408
26.12	"	"	"	0,285	44.123	0,2606	15.636
						m/h	

TABLA 6.25

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Sistema cloruro sódico-agua

Influencia de  $T/d$  y  $Re_i$ 

Exp.	$T/d$	$Re_i$	$K_L$	$Sh_t$
27.1	0,353	19.355	0,2046	9.443
27.2	"	29.032	0,2460	11.354
27.3	"	19.355	0,2043	9.429
27.4	"	29.032	0,2469	11.396
28.1	0,472	34.680	0,2783	12.845
28.2	0,285	18.911	0,2033	9.377
28.3	"	25.215	0,2212	10.209
28.4	0,235	21.505	0,2103	9.706
28.5	"	25.806	0,2242	10.348
			m/h	

TABLA 6.26

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Influencia del número de Reynolds

Sistema	$b \text{ (Re}_i \geq 24.000)$	$b \text{ (Re}_i \leq 24.000)$
ácido benzóico-agua	0,63	0,28
ácido bórico-agua	0,65	-
cloruro sódico-agua	0,72	0,27

TABLA 6.27

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Influencia de  $\Delta\rho/\rho$ ,  $Sc$  y cálculo de  $a$  para  $Re_i \geq 24.000$

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	$Sc$	$H/d$	$\Delta\rho/\rho$	$0,63$ $Re_i$	$1/3$ $Sc$	$-0,104$ $(H/d)$	$0,63$ $Re_i$	$1/3$ $Sc$	$-0,10$ $(H/d)$
23.1 24.1	14.719	34.680	1.299	0,546	0,270	725	10,91	1,065	8.424		
23.2 24.2	18.584	52.020	"	"	"	936	"	"	10.875		
23.5 24.3	13.099	29.032	"	"	"	648	"	"	7.529		
23.6 24.4	15.623	38.710	"	"	"	777	"	"	9.028		
23.7 24.5	17.914	48.387	"	"	"	894	"	"	10.387		
23.8 24.6	20.205	58.064	"	"	"	1.003	"	"	11.654		
23.11 24.7	11.782	25.215	"	"	"	593	"	"	6.890		
23.12 24.8	13.652	31.519	"	"	"	682	"	"	7.924		
23.13 24.9	15.608	37.822	"	"	"	766	"	"	8.900		

TABLA 6.27 (Cont.)

Exp.	Sh <sub>t</sub>	Re <sub>i</sub>	Sc	H/d	$\Delta p/\rho$	0,63 Re <sub>i</sub>	1/3 Sc	-0,104 (H/d)	0,63 Re <sub>i</sub>	1/3 Sc	-0,104 (H/d)
23.14 24.10	17.283	44.126	1.299	0,546	0,270	844	10,91	1,065	844	10,91	1,065
23.19 24.12	11.867	25.806	"	"	"	602	"	"	602	"	"
24.13	13.286	30.107	"	"	"	663	"	"	663	"	"
26.1	11.520	29.032	1.000	"	0,435	648	10,00	"	648	10,00	"
26.2	10.848	25.215	"	"	"	593	"	"	593	"	"
26.3	10.848	25.806	"	"	"	602	"	"	602	"	"
26.4	11.832	30.107	"	"	"	663	"	"	663	"	"
26.5	13.548	34.680	"	"	"	725	"	"	725	"	"
26.6	14.028	38.710	"	"	"	777	"	"	777	"	"
26.7	12.762	31.519	"	"	"	682	"	"	682	"	"
26.8	14.208	37.822	"	"	"	766	"	"	766	"	"

TABLA 6.27 (Cont.)

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	$Re_i^{0,63}$	$1/3 Sc$	$(H/d)^{-0,104}$	$Re_i^{0,63} 1/3 Sc^{-0,104}$ (H/d)
26.9	17.268	52.020	1.000	0,546	0,435	936	10,00	1,065	9.968
26.10	16.470	48.387	"	"	"	894	"	"	9.521
26.11	18.498	58.064	"	"	"	1.003	"	"	10.682
26.12	15.636	44.126	"	"	"	844	"	"	8.989
27.2	11.354	29.032	769	"	1,165	648	9,16	"	6.321
27.4	11.396	29.032	"	"	"	648	"	"	6.321
28.1	12.845	34.680	"	"	"	725	"	"	7.073
28.3	10.209	25.215	"	"	"	593	"	"	5.785
28.5	10.348	25.806	"	"	"	602	"	"	5.873

TABLA 6.28

Instalación de Laboratorio. Tanque esférico

Influencia de  $\Delta\rho/\rho$ , Sc y cálculo de  $a'$  para  $Re_i \leq 24.000$ 

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$\Delta\rho/\rho$	$Re_i$	$0,27$ $Re_i$	$1/3$ Sc	$-0,104$ (H/d)	$0,27$ $Re_i$	$1/3$ Sc	$-0,104$ (H/d)
23.18 24.11	11.026	21.505	1.299	0,546	0,270	14,78	10,91	1,065	172	167	149	166
23.4	10.870	19.355	"	"	"	14,37	"	"	134	150	162	140
23.9	9.553	12.607	"	"	"	12,80	"	"	140	139	144	
23.10	10.870	18.911	"	"	"	14,28	"	"				
23.15	8.603	8.602	"	"	"	11,54	"	"				
23.16	9.740	12.903	"	"	"	12,88	"	"				
23.17	10.418	17.204	"	"	"	13,92	"	"				
27.1	9.443	19.355	769	"	1,165	14,37	9,16	"				
27.3	9.429	19.355	"	"	"	14,37	"	"				
28.2	9.377	18.911	"	"	"	14,28	"	"				
28.4	9.706	21.505	"	"	"	14,78	"	"				

TABLA 6.29

## Instalación de Planta Piloto

## Influencia del tamaño del tanque

Exp.	$Sh_t$	$Re_j$	$Sc$	$H/d$	$0,63$ $Re_j$	$1/3$ $Sc$	$-0,104$ $(H/d)$	$0,63$ $Re_j$	$1/3$ $Sc$	$-0,104$ $(H/d)$
29.1	52.273	269.361	1.299	0,546	2.637	10,91	1,065	30.640		
29.2	41.241	184.018	"	"	2.074	"	"	24.098		
29.3	36.443	150.733	"	"	1.829	"	"	21.251		
29.4	40.263	202.021	1.000	"	2.200	10,00	"	23.430		
29.5	33.419	152.015	"	"	1.839	"	"	19.585		
29.6	28.505	120.587	"	"	1.589	"	"	16.923		
30.1	31.704	157.127	769	"	1.878	9,16	"	18.320		
30.2	36.636	202.021	"	"	2.200	"	"	21.462		
30.3	41.578	246.914	"	"	2.496	"	"	24.349		



TABLA 6.29 (Cont.)

Exp.	$Sh_t$	$Re_i$	Sc	H/d	$Re_i^{0,63}$	$1/3$ Sc	$(H/d)^{-0,104}$	$Re_i^{0,63} \cdot 1/3$ Sc	$(H/d)^{-0,104}$
30.4	25.189	112.011	769	0,546	1.517	9,16	1,065	14.799	
30.5	31.509	160.016	"	"	1.899	"	"	18.525	
30.6	35.503	192.019	"	"	2.131	"	"	20.789	
30.7	26.518	120.587	"	"	1.589	"	"	15.501	
30.8	31.225	156.763	"	"	1.875	"	"	18.291	

TABLA 6.30

## Comparación de Resultados

Tanque de 2,38 l.

Sc	Re <sub>j</sub>	Sh <sub>t</sub> (B y T)	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
735	22.839	6.024	7.291	17,4
735	61.935	13.830	13.668	1,2
55.000	22.839	52.115	30.722	69,6
55.000	61.935	119.637	57.598	107,7

TABLA 6.31

## Comparación de Resultados

Tanque de 346 l.

Sc	Re <sub>j</sub>	Sh <sub>t</sub> (B y T)	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
735	210.580	38.331	29.549	29,7
735	224.516	40.433	30.767	31,4
1.328	210.580	51.524	35.990	43,2
1.328	224.516	54.349	37.473	45,0

TABLA 6.32

Comparación de Resultados

Tanque 17,28 cm. de diámetro

Sc	T	n	Re <sub>i</sub>	Sh <sub>t</sub> (M y J)	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
1.299	10,2	300	52.020	8.641	14.805	41,6
1.299	7,62	400	38.710	9.545	12.290	22,3
1.299	7,62	500	48.387	11.034	14.145	22,0
1.299	6,15	600	38.722	11.649	12.112	3,8
	cm.	r.p.m.				

TABLA 6.33

Comparación de Resultados

Tanque 13 cm. de diámetro

Sc	T	n	Re <sub>i</sub>	Sh <sub>t</sub> (M y J)	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
1.299	6,15	400	25.215	6.733	9.381	28,2
1.299	6,15	500	31.519	7.785	10.798	27,9
1.299	5,08	500	21.505	7.351	8.487	13,4
1.299	5,08	600	25.806	8.275	9.520	13,1
	cm.	r.p.m.				

TABLA 6.34

Comparación de Resultados

Tanque 17,28 cm. de diámetro

Sc	T	n	Re <sub>i</sub>	Sh <sub>t</sub> (M)	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
1.299	10,2	300	52.020	11.682	14.805	21,1
1.299	7,62	400	38.710	13.906	12.290	13,1
1.299	7,62	500	48.387	15.195	14.145	7,4
1.299	6,15	600	37.822	17.072	12.112	40,9
	cm.	r.p.m.				

TABLA 6.35

Comparación de Resultados

Tanque 13 cm. de diámetro

Sc	T	n	Re <sub>i</sub>	Sh <sub>t</sub>	Sh <sub>t</sub> (esta inves.)	% desvia.
1.299	6,15	400	25.215	10.934	9.381	16,5
1.299	6,15	500	31.519	11.947	10.798	10,6
1.299	5,08	500	21.505	12.427	8.487	46,4
1.299	5,08	600	25.806	13.360	9.520	40,4
	cm.	r.p.m.				

## 7. CONCLUSIONES

El presente estudio sobre la transferencia de materia en líquidos durante la disolución de sólidos puros en tanques agitados, ha permitido establecer las siguientes conclusiones referidas a los coeficientes individuales de transferencia  $K_L$ .

1. Dichos coeficientes son independientes de las siguientes variables:

- Número de partículas sólidas
- Diámetro de las partículas
- Factor de forma de las partículas
- Densidad del sólido
- Distancia del agitador al fondo del tanque

2. Se ha establecido un modelo matemático para el fenomeno de disolución no estacionario que ha permitido el calculo de los citados coeficientes teniendo en cuenta la continua variación de la superficie interfacial sólido-líquido.

$$K_L = \frac{V \rho_s^{2/3}}{\gamma N_p^{1/3} M_s^{2/3} t} \int_0^x \frac{dx}{(Y-X)^{2/3} (1-X)}$$

3. Se ha estudiado directamente la influencia de las propiedades físicas del disolvente o dependientes del mismo - ( $\rho$ ,  $\mu$ ,  $D$ ) experimentando con distintos sistemas sólido-líquido, llegandose a establecer la proporcionalidad:

$$K_L \propto \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3}$$

coincidente con la que predice la teoría de la película. Hasta ahora, en la bibliografía solo se informa de proporcionalidades deducidas teóricamente sin experimentación específica alguna.

4. Para el caso de tanques cilíndricos y partículas totalmente suspendidas ( $Re_i \geq Re_c$ ) se ha llegado a la ecuación:

$$\frac{K_L d}{D} = 1,45 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{H}{d} \right]^{-0,057}$$

que reproduce más de un centenar de datos experimentales con error inferior al 5%.

5. Para el caso de tanques esféricos y partículas totalmente suspendidas ( $Re_i \geq Re_c$ ) se ha llegado a la ecuación:

$$\frac{K_L d}{D} = 1,71 \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3} \left[ \frac{H}{d} \right]^{-0,104}$$

que reproduce más de un centenar de datos experimentales con error del 5%.



6. La experimentación en gran escala con tanque de - hasta 30 litros permite establecer la validez de las dos ecuaciones anteriores para tanque de al menos hasta tal capacidad.

7. Dada la poca influencia de la razón  $H/d$ , puesta - de manifiesto en las dos ecuaciones deducidas, y que por otra parte suele establecerse de antemano (1 en tanque cilíndrico y  $2/3$  en tanque esférico), se propone una ecuación única:

$$\frac{K_L d}{D} = R \left[ \frac{n T^2 \rho}{\mu} \right]^{0,63} \left[ \frac{\mu}{\rho D} \right]^{1/3}$$

para tanques de cualquier geometría, con un valor  $R = 1,58$ , -- medio de los dos encontrados, con lo que los valores calculados de  $K_L$  tendrán un error máximo de 10%, o determinando su valor - exacto mediante buena experimentación en cada caso concreto, -- con lo que se alcanza una precisión del orden del ya puesto de manifiesto para las dos formas estudiadas.

8. Por las causas apuntadas en todas las conclusiones anteriores, se considera que las ecuaciones deducidas son mucho más generales y precisas que las propuestas hasta ahora en la - bibliografía, conclusión importante si se tiene en cuenta que - los valores de  $K_L$  calculados con unas y otras divergen en oca-- siones hasta el 100%.

9. Tanto en los tanques cilíndricos como esféricos es-- tudiados (probablemente también en los de cualquier otra forma), si carecen de tabiques deflectores o si aun teniéndolos las par-- ticulas no están totalmente suspendidas por ser el número de -- Reynolds inferior al crítico necesario para ello ( $Re_i \leq Re_c$ ), -- puede establecerse la proporcionalidad:

$$K_L \propto Re_i^{0,24 \leftrightarrow 0,28}$$

## 8. RECOMENDACIONES

Por los resultados de esta investigación y dada la gran importancia de la transferencia de materia en procesos con partículas de muy pequeño tamaño (intercambio iónico, absorción sólido-líquido con absorbentes pulverulentos, etc) y en otros con líquidos no newtonianos (Industria Bioquímica), se recomienda:

1. Analizar la influencia del diámetro de las partículas sólidas pequeñas (micropartículas) sobre el coeficiente de transferencia de materia  $K_L$ , ya que puede no ser despreciable.

2. Proseguir el estudio de disolución de sólidos utilizando líquidos no newtonianos y comprobar la posible validez de las correlaciones aquí obtenidas para estos sistemas.

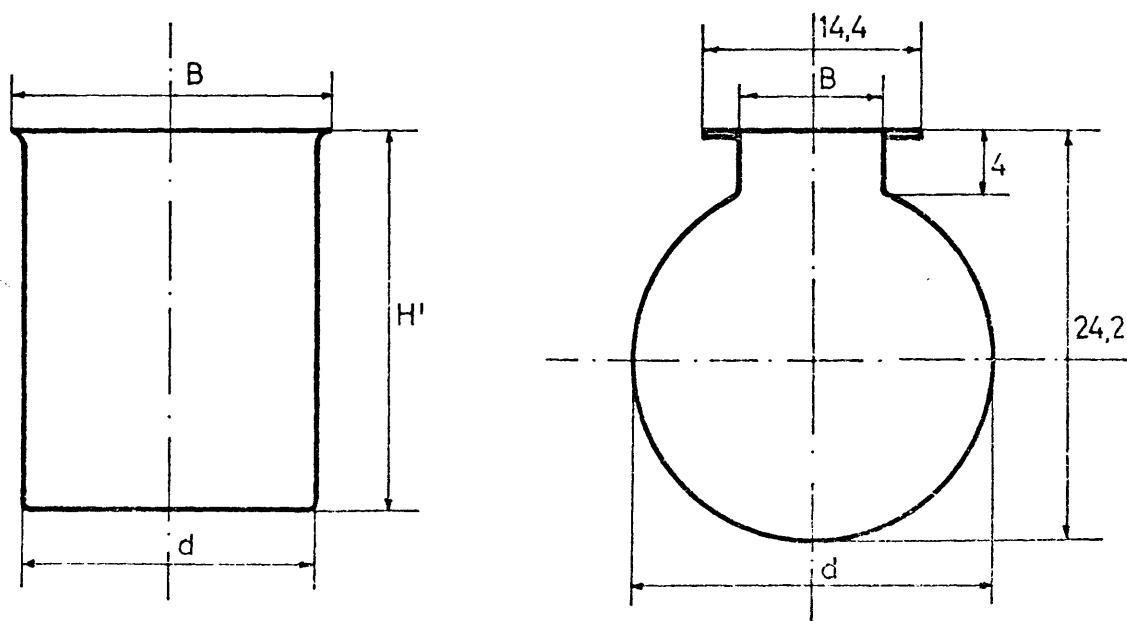
## 9. APENDICES

### 9.1. APARATO: DETALLES Y ACCESORIOS

#### 9.1.1. Instalación de laboratorio

##### i) Tanques

En la Figura 9.1 se esquematizan los tanques utilizados en el laboratorio y sus parámetros geométricos más característicos.



Tanques de laboratorio

Figura 9.1

En la Tabla 9.1 se resumen las dimensiones de estos tanques.

TABLA 9.1

Dimensiones de los tanques de laboratorio

Tanque	Diámetro (d)	Altura (H')	Diámetro boca (B)
RCL-1	17,3	25,8	18,3
RCL-2	15,0	21,4	16,0
RCL-3	13,0	18,2	14,0
RES	21,6	—	10,0
	cm	cm	cm

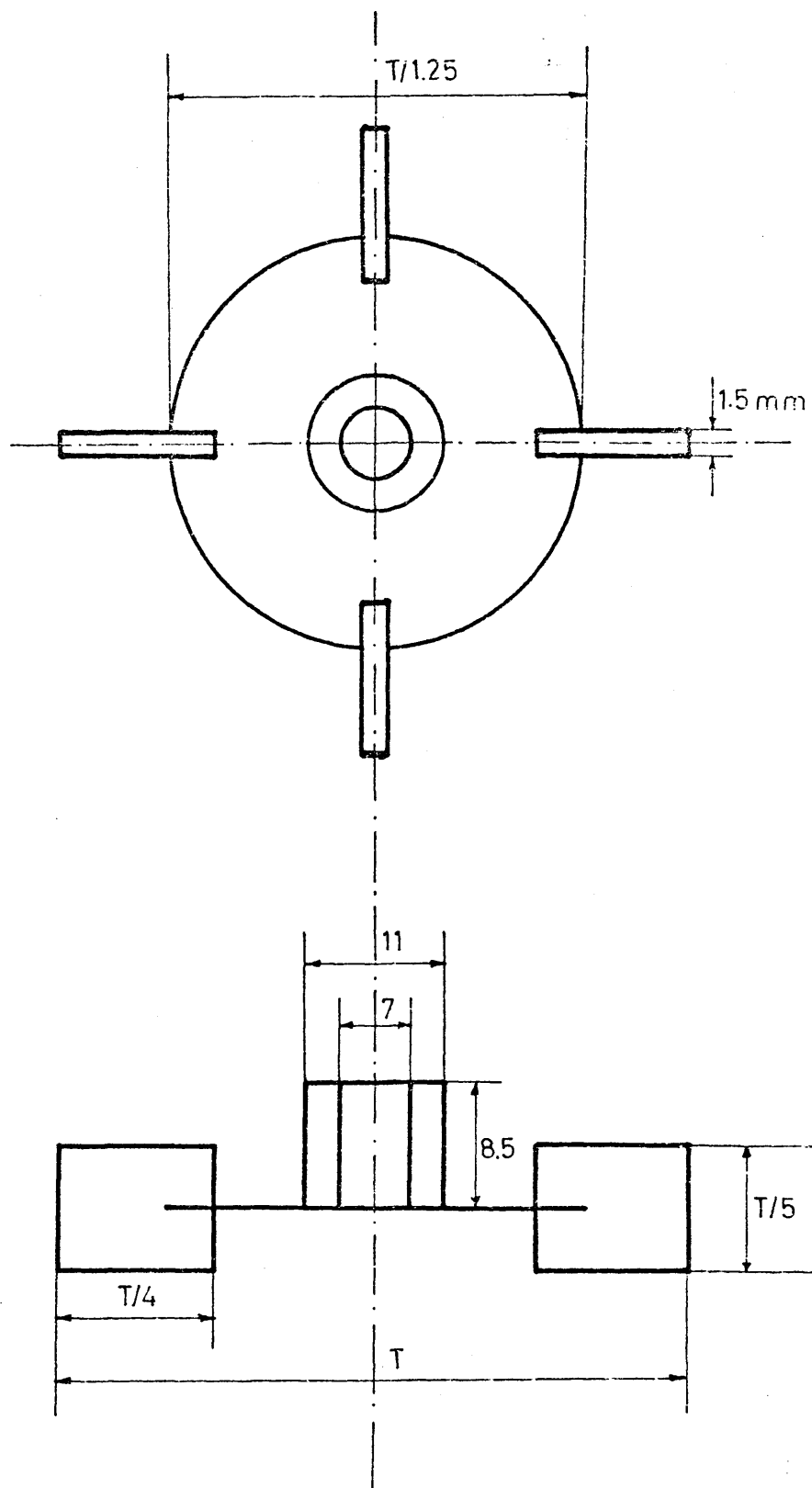
ii) Agitadores

Los agitadores utilizados, de tipo turbina con cuatro paletas planas, se construyeron en chapa de acero inoxidable de 1,5 mm. de espesor. Su esquema se representa en la Figura 9.2 indicándose sus parámetros geométricos más característicos. En la Tabla 9.2 se han representado los diámetros de los diferentes agitadores utilizados.

TABLA 9.2

Dimensiones de los agitadores de laboratorio

Agitador	AG-1	AG-2	AG-3	AG-4
Diámetro T (cm)	10,2	7,62	6,15	5,08



Agitadores de laboratorio  
Figura 9.2

### iii) Tabiques deflectores

Los tabiques deflectores utilizados en los tanques cilíndricos consisten en cuatro placas rectangulares verticales de acero inoxidable situadas radialmente en el interior de estos, sujetas simétricamente a un disco horizontal también de acero inoxidable.

En la Figura 9.3a se esquematizan estos tabiques deflectores así como sus parámetros geométricos más característicos.

Los tabiques deflectores utilizados en el tanque esférico son básicamente idénticos a los correspondientes del tanque cilíndrico, diferenciándose de estos en que las placas verticales tienen forma de media luna.

En la Figura 9.3b, se esquematizan estos tabiques de flectores incluyéndose sus parámetros geométricos más característicos.

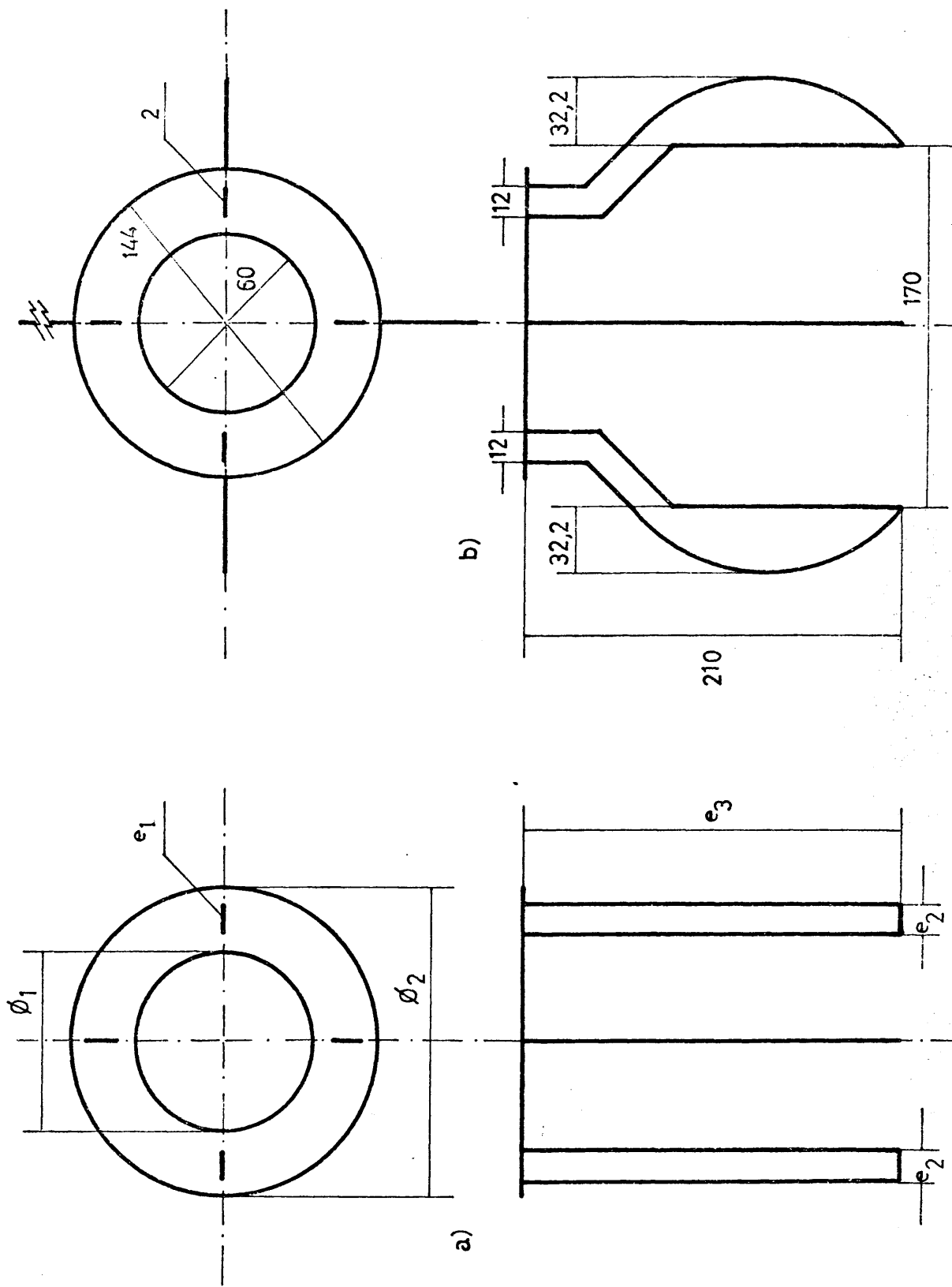
En la Tabla 9.3 se relacionan las dimensiones de los diferentes tabiques deflectores utilizados.

TABLA 9.3

Dimensiones de los tabiques deflectores

Tabiques deflectores	Espesor ( $e_1$ )	Anchura ( $e_2$ )	Longitud ( $e_3$ )	$\phi_1$	$\phi_2$
DCL-1	1,5	2,33	24,5	11,5	21,5
DCL-2	1,5	1,94	19,8	10,0	18,5
DCL-3	1,5	1,73	17,8	8,7	16,0
DES	2,0	3,22*	21,0	6,0	14,4
	mm	cm	cm	cm	cm

\* Anchura máxima del tabique deflector.



Tabiques deflectores  
Figura 9.3

### 9.1.2. Instalación de planta piloto

En las Figuras 9.4 y 9.5 se esquematizan el tanque y la camisa calefactora utilizados en los ensayos de planta piloto así como las características y las dimensiones de ambos.

Los agitadores utilizados son también de tipo turbina con cuatro paletas planas de acero inoxidable de 2,0 mm de espesor. En la Figura 9.6 se esquematiza este agitador y sus parámetros geométricos.

En la Tabla 9.4, se relacionan las dimensiones de los diferentes agitadores utilizados.

TABLA 9.4

Dimensiones de los agitadores de planta piloto

Agitador	AG-5	AG-6	AG-7
Diámetro T (cm)	25,95	21,91	19,02

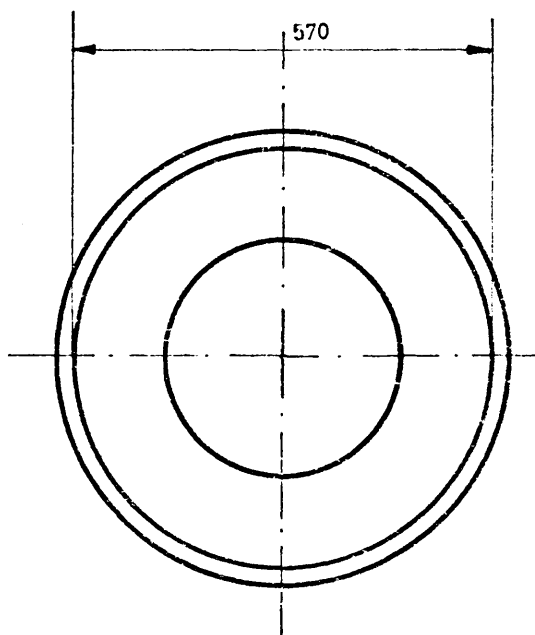
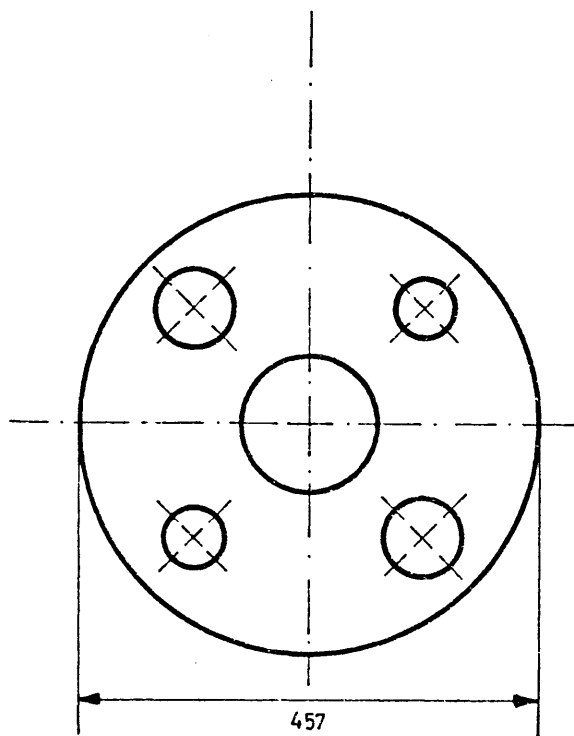
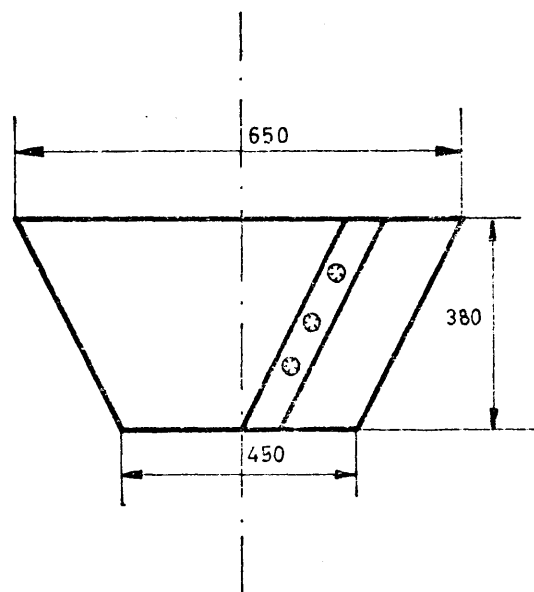
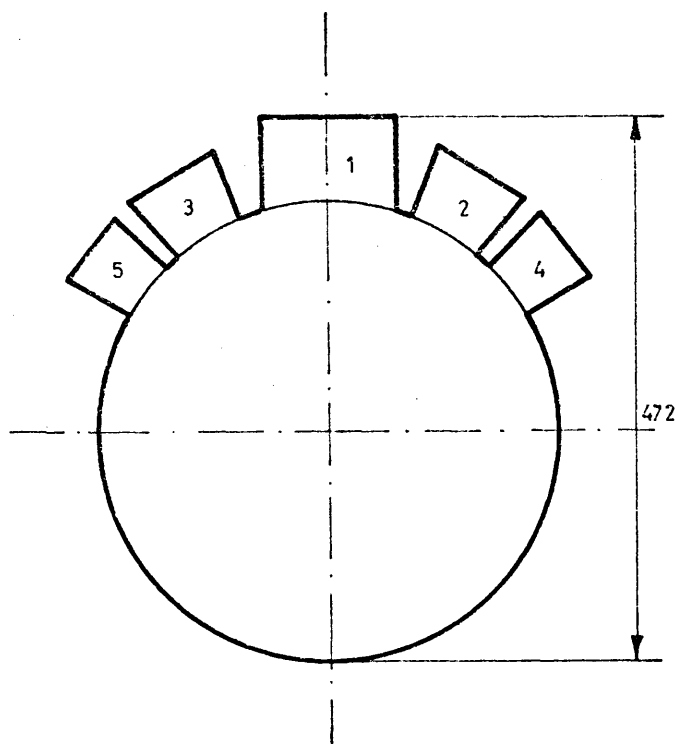
## 9.2. CARACTERISTICAS DE LAS PARTICULAS SOLIDAS

Las partículas sólidas utilizadas fueron tanto de forma regular como irregular.

### 9.2.1. Partículas sólidas de forma regular

Estas partículas fueron preparadas por compresión de los productos puros, fabricándolas de diferentes tamaños y formas. El diámetro de éstas,  $d_p$ , se tomó como el diámetro equivalente inicial,  $d_e$ , definido de la forma siguiente:



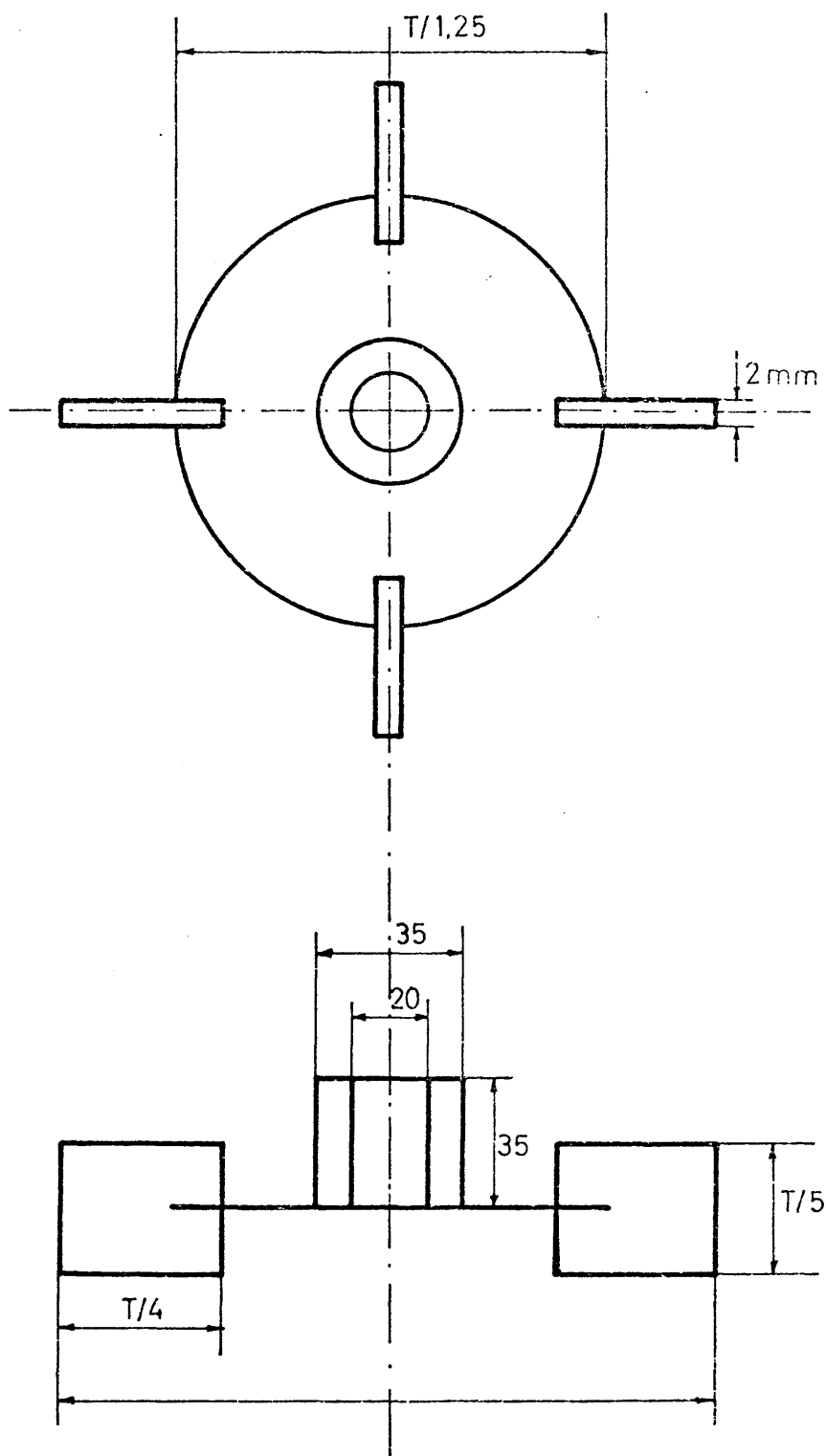


Tanque P. Piloto

Figura 9.4

Camisa calefactora

Figura 9.5



Agitadores de planta piloto

Figura 9.6

$$d_p = d_e = \left[ \frac{6 M'_p}{\rho_s \pi} \right]^{1/3} \quad [9.1]$$

siendo  $M'_p$  el peso de la partícula sólida y  $\rho_s$  su densidad. Esta ecuación relaciona el volumen de una partícula sólida ( $M'_p/\rho_s$ ) con el diámetro que tendría supuesta esférica.

La superficie externa de una partícula sólida,  $A_p$ , puede expresarse como:

$$A_p = g' \pi d_p^2 \quad [9.2]$$

siendo  $g'$  una constante que depende de la forma de la partícula y que sería igual a la unidad si esta fuese esférica.

Sustituyendo la expresión [9.1] en la ecuación [9.2] se obtiene:

$$A_p = g' \pi \left[ \frac{6 M'_p}{\pi \rho_s} \right]^{2/3} \quad [9.3]$$

y si se define el factor geométrico  $\gamma$  por la ecuación:

$$\gamma = g' \pi \left[ \frac{6}{\pi} \right]^{2/3} \quad [9.4]$$

la ecuación [9.3] se transforma en la siguiente:

$$A_p = \gamma \left[ \frac{M'_p}{\rho_s} \right]^{2/3} \quad [9.5]$$

el factor geométrico  $\gamma$  se puede calcular siempre que se conozca la superficie y el peso inicial de las partículas sólidas y su densidad, deduciéndolo de la ecuación [9.5]. Dicha superficie se deduce a partir de la geometría conocida de la partícula. Así pues:

$$\gamma = \frac{A_p}{\left[ \frac{M'_p}{\rho_s} \right]^{2/3}} \quad [9.6]$$

este factor de forma,  $\gamma$ , permite conocer la superficie de las partículas sólidas en función de su peso y será necesario para la integración de la ecuación diferencial representativa de la cinética del fenómeno.

Las partículas utilizadas fueron de dos tipos:

i) Cilindros de bases planas

La superficie se determina por la ecuación:

$$A_p = 2 \pi z_1^2 + \pi z_1 z_2 \quad [9.7]$$

siendo  $z_1$  y  $z_2$  el diámetro y la altura del cilindro respectivamente.

ii) Cilindros de bases hemiesféricas

La superficie se puede determinar por la ecuación:

$$A_p = \pi \left[ \frac{1}{2} z_1^2 + \frac{1}{2} z_3^2 + \frac{1}{2} z_4^2 - z_3 z_4 + z_1 z_4 \right] \quad [9.8]$$

siendo:  $z_3$  la altura máxima del cilindro (longitud del eje central)

$z_4$  la altura mínima del cilindro (longitud de la generatriz).

### 9.2.2. Partículas sólidas de formas irregulares

Como partículas sólidas irregulares se utilizaron cristales de cloruro sódico de tamaño uniforme seleccionándose por tamizado de cristales comerciales de dicho producto.

El diámetro medio de estas partículas fué de 3,69 mm y el factor de forma determinado experimentalmente resultó ser  $\gamma = 6,2$ , de acuerdo con la bibliografía (23).

El número de partículas sólidas utilizadas ( $N_p$ ), dato necesario para evaluar la superficie total de transferencia de materia se determinó mediante las correlaciones existentes en la bibliografía (23), que proporcionan el número de partículas sólidas de cloruro sódico de un diámetro determinado que hay en un cierto peso de las mismas (Figura 9.7).

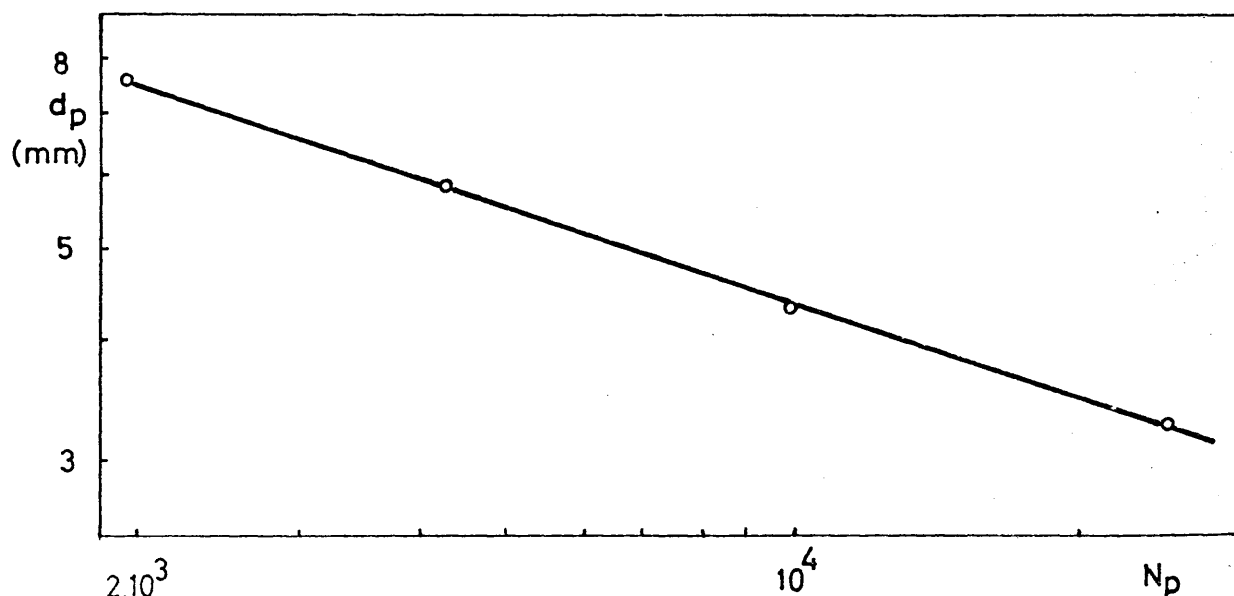


Figura 9.7

En la Tabla 9.5 se resumen las características de las partículas utilizadas: densidad, forma, peso, dimensiones, área y factor geométrico.

### 9.3. PROPIEDADES FISICAS DE LOS SISTEMAS SOLIDO-LIQUIDO

#### 9.3.1. Densidad del sólido

Las densidades de los sólidos utilizados se obtuvieron de los datos disponibles en la bibliografía (81) y se encuentran representados en la Tabla 9.6.

TABLA 9.6

Densidad de los sólidos

Sólido	Acido benzónico	Acido bórico	Cloruro sódico
Densidad $\rho_s$ (g/cm <sup>3</sup> )	1,27	1,435	2,165

#### 9.3.2. Densidad del líquido

Las densidades de las disoluciones de sacarosa utilizadas se midieron con la balanca de Mohr y con un picnómetro. En la Tabla 9.7 se reseñan en función de la concentración.

La densidad del agua se tomó de la bibliografía (81).

TABLA 9.5

Características de las partículas sólidas

Partícula	Sustancia	$\rho_s$	Forma	Peso	$z_1$	$z_2$	$z_3$	$z_4$	$A_p$	$d_p$	$\gamma$
PBZ-1	$C_7H_6O_2$	1,28	reg.	0,1662	7,4	-	4,3	2,1	141,6	6,3	5,52
PBZ-2	"	"	"	0,1300	8,1	-	3,6	1,8	154,3	5,8	7,09
PBO-1	$BO_3H_3$	1,43	"	0,1270	6,4	-	4,5	0	97,3	5,5	4,89
PBO-2	"	"	"	0,2370	8,1	-	4,2	2,4	162,5	6,8	5,39
PBO-3	"	"	"	0,8590	13,1	4,55	-	-	456,5	10,5	6,41
PCL-1	ClNa	2,163	"	7,4897	27,2	6,75	-	-	1738,9	18,8	7,60
PCLI-1	"	"	irreg.	0,0588	-	-	-	-	56,1	3,7	6,20
		$g/cm^3$		g	mm	mm	mm	mm	$mm^2$	mm	

TABLA 9.7

Densidad de disoluciones acuosas de sacarosa a 20°C

Disol. acuosas % en peso	0	5	10	15	20	25	30
Densidad $\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	0,998	1,03	1,06	1,09	1,12	1,15	1,18

9.3.3. Viscosidad del líquido

La viscosidad de los líquidos utilizados se obtuvo por extrapolación gráfica de los datos existentes en la bibliografía (16), (82).

En la Figura 9.8 se representa la viscosidad de las disoluciones acuosas de sacarosa en agua en función de la composición. De ella se han deducido los valores relacionados en la Tabla 9.8.

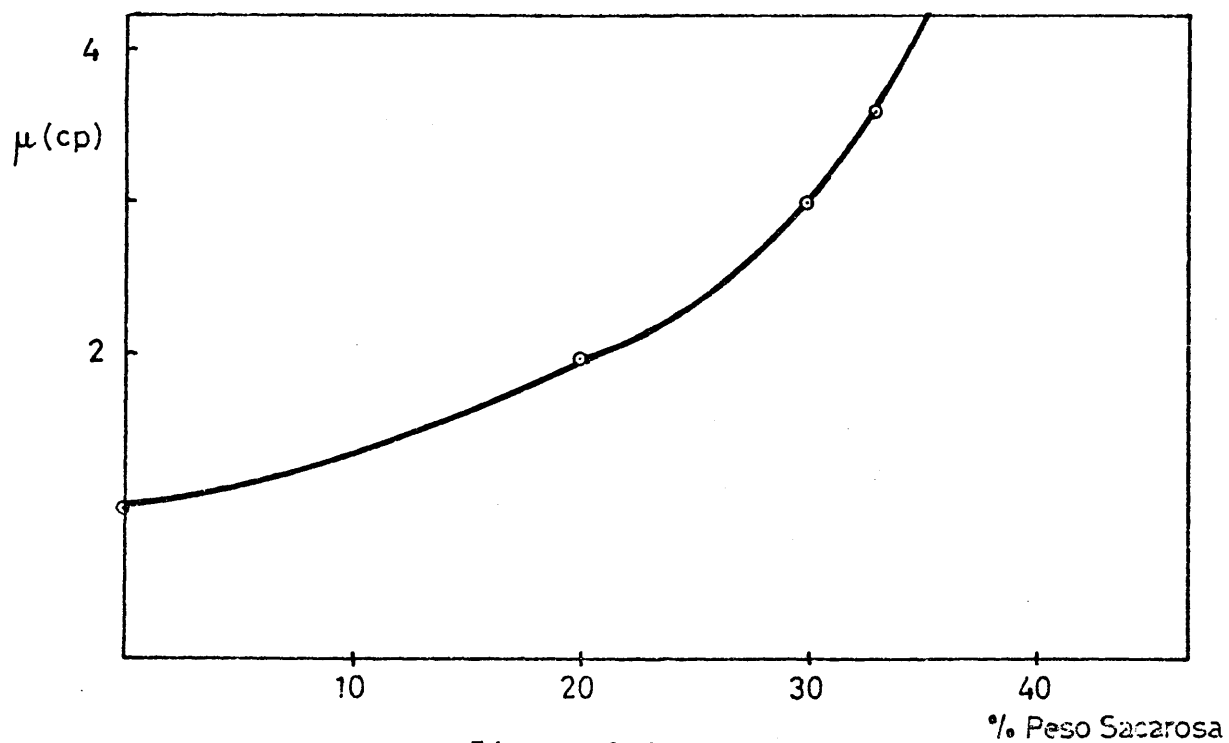


Figura 9.8



TABLA 9.8

Viscosidad de disoluciones acuosas de sacarosa a 20°C

Disol. acuosas % en peso	0	5	10	15	20	25	30
Viscosidad $\mu$ (cp)	1	1,1	1,3	1,6	1,97	2,4	3

9.3.4. Solubilidad del sólido

La concentración de saturación de los diferentes sólidos en los líquidos utilizados fué tomada de los datos disponibles en la bibliografía (83), excepto las correspondientes al ácido benzóico en disoluciones acuosas de sacarosa que se calculó experimentalmente.

En las Tablas 9.9 a 9.12 se presentan los valores de esta variable para los sistemas sólido-líquido utilizados.

TABLA 9.9

Solubilidad del ácido benzóico en agua

$\theta(^{\circ}\text{C})$	0	10	20	25	30	40
$C_s$ (g/l)	0,17	2,09	2,89	3,44	4,10	5,54

TABLA 9.10

Solubilidad del ácido benzóico en disoluciones acuosas de sacarosa a 20°C

Disol. sacarosa % peso	0	5	10	15	20	25
$C_s$ (g/l)	2,89	2,98	3,06	3,15	3,24	3,32

TABLA 9.11

Solubilidad del ácido bórico en agua

$\theta$ (°C)	0	10	20	25	30	40
$C_s$ (g/l)	26,7	37,3	50,4	58,0	66,9	86,5

TABLA 9.12

Solubilidad del cloruro sódico en agua

$\theta$ (°C)	0	10	20	30	40
$C_s$ (g/l)	356	357	358	360	363

#### 9.3.5. Difusividad

La difusividad de los diferentes sólidos en los líquidos utilizados se tomó de los datos disponibles en la bibliografía (11), (16) excepto la del sistema ácido benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa, cuyos valores se estimaron a partir de

la correlación de Wilke y Chang, (84) y (85), que para un soluto dado se reduce a:

$$D = C_w \frac{M_2^{1/2} \theta}{\mu} \quad [9.9]$$

donde:  $C_w$  constante característica del sistema considerado que engloba el parámetro de asociación del disolvente y el volumen molar del soluto a su normal punto de ebullición.

$M_2$  peso molecular del disolvente.

$\theta$  temperatura.

$\mu$  viscosidad del disolvente.

Considerando que la constante  $C_w$  no varía con la concentración de sacarosa y tomando para  $M_2$  un valor medio de cada disolución, se puede obtener de una forma aproximada el valor de la difusividad del ácido benzóico en las disoluciones acuosas de sacarosa, conocida la difusividad de ácido benzóico en agua a esa temperatura y la viscosidad de la disolución.

En la Tabla 9.13 se indican los valores de la difusividad para los diferentes sistemas sólido-líquido utilizados.

#### 9.4. PROCEDIMIENTO

##### 9.4.1. Técnica analítica: detalles.

Dadas las reducidas concentraciones de las disoluciones a analizar (valores máximos: 2 g/l para los ácidos benzóico y bórico y 17 g/l para el cloruro sódico), ya que las cantidades de soluto disueltas habían de ser pequeñas para evitar una disminución sensible del tamaño de las partículas sólidas, se comprende que el método de análisis de dichos solutos tenía que ser muy preciso.

Difusividades a 20°C

Sistema	Difusividad	Procedencia
Ac. benzóico-agua	$0,770 \cdot 10^{-5}$	(10), (16)
Ac. benzóico-disoluciones acuosas de sacarosa:		
5% en peso	$0,723 \cdot 10^{-5}$	ec. [9.9]
10% en peso	$0,627 \cdot 10^{-5}$	ec. [9.9]
15% en peso	$0,524 \cdot 10^{-5}$	ec. [9.9]
20% en peso	$0,438 \cdot 10^{-5}$	ec. [9.9]
25% en peso	$0,370 \cdot 10^{-5}$	ec. [9.9]
Ac. bórico-agua	$1 \cdot 10^{-5}$	(10), (16)
Cloruro sódico-agua	$1,3 \cdot 10^{-5}$	(23)
	$\text{cm}^2/\text{s}$	

i) Análisis de disoluciones acuosas de ácido benzóico.

Las disoluciones acuóicas de ácido benzóico se analizan por volumetría ácido-base con hidróxido sódico muy diluido ( $\approx 0,005 \text{ N}$ ), en un aparato de valoración automático, utilizando un electrodo doble de vidrio calomelanos. El factor del hidróxido sódico se determinó con ftalato ácido de potasio.

El procedimiento seguido fue: se tomaban 5 cc de muestra, diluyéndola hasta 125 cc aproximadamente. A continuación se procedía a la valoración con la disolución acuosa de hidróxido sódico de factor conocido. Se obtenían curvas de valoración como la representada en la Figura 9.9

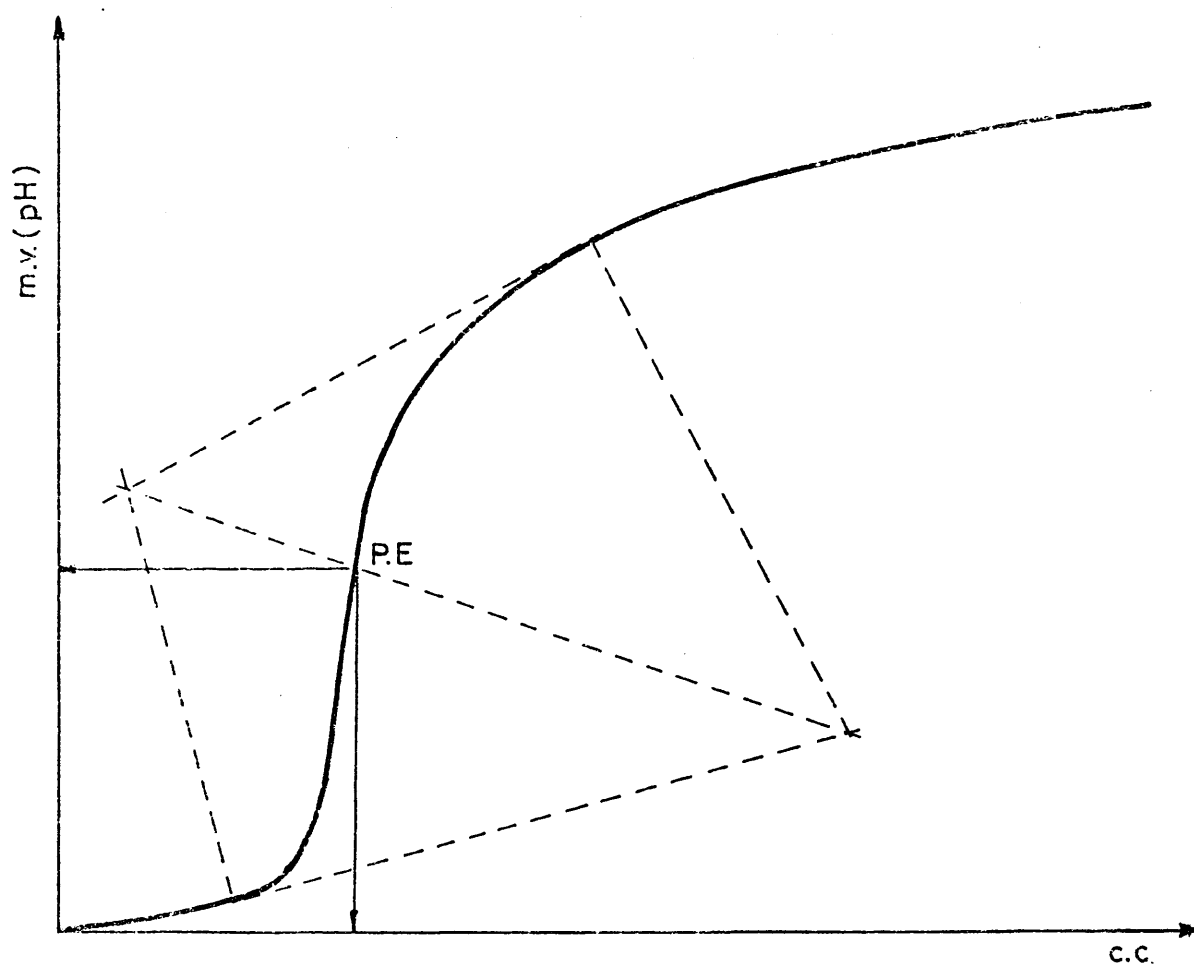


Figura 9.9

El punto de equivalencia (punto de inflexión de la curva) se determinaba mediante el procedimiento gráfico que se muestra en la misma.

La concentración de ácido benzóico se dedujo por aplicación de la ecuación:

$$\text{Concentración} = \frac{(\text{volumen sosa gastado})(\text{Norm.}) 122}{5} \quad [9.10]$$

viniedo expresada la concentración en g/l.

Para conocer la precisión del análisis se preparó mediante pesada una disolución de ácido benzóico en agua con 1,748 g/l y se valoró 8 veces con una disolución de hidróxido sódico 0,0041 N, obteniéndose los resultados que se indican en la Tabla 9.14.

TABLA 9.14

Vol. sosa (cm <sup>3</sup> )	17,75	17,25	17,25	17,50	17,50	17,75	17,00	17,50
C (g/l)	1,77	1,73	1,73	1,75	1,75	1,77	1,70	1,75

La desviación standard de estos valores es del 0,83 por 100 . El valor medio de la concentración calculada 1,744 g/l se aparta 0,3 por 100 de la concentración preparada por pesada.

Para todas las disoluciones de ácido benzóico en disoluciones acuosas de sacarosa, la técnica analítica fué totalmente analoga a la descrita anteriormente, ya que, se comprobó experimentalmente que la sacarosa no interfería en el análisis.

## ii) Análisis de disoluciones acuosas de ácido bórico.

Las disoluciones acuosas de ácido bórico se analizaron por volumetría ácido-base con hidróxido sódico diluido ( $\approx 0,03$  N), en presencia de un alcohol polivalente (d-manita), en una aparato de valoración automática utilizando un electrodo doble vidrio-calomelanos. El factor del hidróxido sódico se determinó con ftalato ácido de potasio.

El alcohol polivalente d-manita forma un complejo con el ácido bórico que enmascara dos de los protones y exalta la acidez del tercero, comportándose como un ácido débil monoprótico.

El procedimiento seguido fué: se tomaban 5 cc de muestra a analizar y se le añadían 10 cc de una disolución saturada de d-manita (200 g/l). La muestra se diluía a continuación hasta 125 cc aproximadamente, y se procedía entonces a su valoración con la disolución de hidróxido sódico. Las curvas de valoración conseguidas son análogas a las de la Figura 9.9, determinándose el punto de equivalencia por el mismo procedimiento.

La concentración de ácido bórico se determinó mediante la ecuación:

$$\text{Concentración} = \frac{(\text{Vol. de sosa gastada})(\text{Norm.})61,83}{5} \text{ (g/l)} \quad [9.11]$$

Para conocer la precisión del análisis, se preparó mediante pesada una disolución de ácido bórico en agua con 5,239 g/l y se valoró 8 veces con una disolución de hidróxido sódico 0,0223 N, obteniéndose los resultados que se indican en la Tabla 9.15.

La desviación standard de estos valores es de 1,2 por 100. El valor medio de la concentración calculada 5,25 g/l, se aparta 0,2 por 100 de la concentración preparada por pesada.

TABLA 9.15

Vol. sosa (cm <sup>3</sup> )	15,10	15,00	15,10	15,10	15,00	14,90	14,90	14,90
C (g/l)	5,28	5,25	5,28	5,28	5,25	5,21	5,21	5,21

iii) Análisis de disoluciones acuosas de cloruro sódico.

Las disoluciones acuosas de cloruro sódico se analizan por volumetría de precipitación con nitrato de plata (0,1 N) en medio ácido (SO<sub>4</sub>H<sub>2</sub>), en un aparato de valoración automática, utilizando un electrodo doble de vidrio-calomérano y un electrodo de referencia de plata metálica. El nitrato de plata se preparó por pesada.

El procedimiento seguido fué: se tomaban 5 cc de la muestra a analizar y se le añadían 2 cc de ácido sulfúrico concentrado. La muestra se diluía a continuación hasta un volumen de 125 cc, aproximadamente, y se procedía a su valoración con nitrato de plata 0,1 N. Las curvas de valoración obtenidas eran análogas a la de la Figura 9.9, determinándose el punto de equivalencia también por el mismo método.

La concentración de cloruro sódico se determinó mediante la ecuación:

$$\text{Concentración} = \frac{(\text{Vol. nitrato plata gastado})(\text{Norm.})58,44}{5} \quad [9.12]$$

viniedo expresado la concentración en g/l.

Para conocer la precisión del análisis se preparó mediante pesada una disolución de cloruro sódico en agua con 11,1636 g/l. y se valoró 8 veces con una disolución 0,1 N de nitrato de plata, obteniéndose los resultados que se indican en la Tabla 9.16.



TABLA 9.16

Vol. $\text{NO}_3\text{Ag}$ ( $\text{cm}^3$ )	9,65	9,65	9,61	9,62	9,62	9,64	9,61	9,64
C (g/l)	11,28	11,28	11,23	11,24	11,24	11,27	11,23	11,27

La desviación standard de estos valores es de 0,8 por 100. El valor medio de la concentración calculada 11,25 g/l, se aparta 0,83 por 100 de la concentración preparada por pesada.

#### 9.4.2. Integración del modelo matemático.

La ecuación diferencial [2.10] representa la velocidad de disolución de las partículas sólidas en función del coeficiente de transferencia de materia a través de la fase líquida,  $K_L$ , de la superficie interfacial,  $A$ , y de la fuerza impulsora,  $C_s - C$ :

$$\frac{dM}{dt} = K_L A (C_s - C) \quad [2.10]$$

Si se designa por  $M_i$  el peso total de sólido en el instante inicial ( $t=0$ ), y por  $M$  el peso de sólido disuelto en un instante dado, el peso de sólido sin disolver para ese instante,  $M'$ , será evidentemente:

$$M' = M_i - M \quad [9.13]$$

La concentración de saturación,  $C_s$ , será:

$$C_s = \frac{M_s}{V} \quad [9.14]$$

y la concentración de sólido disuelto,  $C$ , en un instante dado:

$$C = \frac{M}{V} \quad [9.15]$$

Sustituyendo en la ecuación [2.10] las anteriores expresiones [9.14] y [9.15], resulta:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{K_L A}{V} (M_s - M) \quad [9.16]$$

La superficie total de transferencia de materia, en función de la superficie de una partícula sólida,  $A_p$ , y del número de ellas,  $N_p$ , será:

$$A = N_p \cdot A_p \quad [9.17]$$

La superficie de una partícula sólida se podrá evaluar en función de su peso,  $M'_p$ , y del factor geométrico,  $\gamma$ , definido en el Apartado 9.2:

$$A_p = \gamma \left[ \frac{M'_p}{\rho_s} \right]^{2/3} \quad [9.18]$$

Sustituyendo esta expresión en la ecuación [9.17] y teniendo en cuenta que  $M' = M'_p \cdot N_p$  se obtiene:

$$A = \gamma N_p^{1/3} \left[ \frac{M'}{\rho_s} \right]^{2/3} \quad [9.19]$$

o también, teniendo en cuenta la ecuación [9.13]

$$A = \gamma N_p^{1/3} \left[ \frac{M_i - M}{\rho_s} \right]^{2/3} \quad [9.20]$$

Si se sustituye la expresión de A, [9.20] en la ecuación diferencial [9.16], se obtiene:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{K_L \gamma N_p^{1/3}}{V \rho_s^{2/3}} (M_i - M)^{2/3} (M_s - M) \quad [9.21]$$

Dividiendo los términos de la ecuación anterior por  $M_s$  y representando por:

$$\left. \begin{aligned} \frac{M}{M_s} &= X \\ \frac{M_i}{M_s} &= Y \end{aligned} \right\} \quad [9.22]$$

La ecuación [9.21] se convierte en:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{K_L \gamma N_p^{1/3}}{V \rho_s^{2/3}} (Y - X)^{2/3} (1 - X) M_s^{2/3} \quad [9.23]$$

Integrando la ecuación anterior:

$$\int_0^X \frac{dX}{(Y-X)^{2/3} (1-X)} = \frac{K_L \gamma N_p^{1/3}}{V \rho_s^{2/3}} \cdot M_s^{2/3} t \quad [9.24]$$

si se denomina por Z a la integral del primer miembro de la ecuación [9.24] y se despeja  $K_L$ , se obtiene la siguiente expresión para el coeficiente de transferencia de materia:

$$K_L = \frac{V \rho_s^{2/3} Z}{\gamma N_p^{1/3} M_s^{2/3} t} \quad [9.25]$$

El valor de la integral  $Z$  se determina por integración numérica para cada valor de  $Y$ , mediante el programa de cálculo (FORTRAN-IV) que se muestra en la Tabla 9.17. Los resultados de estas integraciones se encuentran representados en las Figuras 9.10 y 9.11.

#### 9.4.3. Cálculo de un experimento completo.

##### i) Instalación de laboratorio

Como ejemplo del cálculo de un experimento en la instalación de laboratorio, se ha elegido el experimento 2.1 que corresponde al sistema ácido benzóico-agua en tanques cilíndricos.

Una vez alcanzadas las condiciones de operación estacionarias:  $\theta = 20^\circ\text{C}$  y  $n = 400$  r.p.m. en el tanque cargado con el líquido, se introdujeron en el mismo las partículas sólidas, tomándose muestras al cabo de 40 min. de experimentación.

La muestra se analizó mediante volumetría ácido-base, obteniéndose una concentración de ácido benzóico en agua de 0,85 g/l.

A partir de las ecuaciones [9.22] se evaluaron  $X$  e  $Y$  respectivamente, de la siguiente forma:

$$X = \frac{M}{M_s} = \frac{C}{C_s} = \frac{0,85}{2,89} = 0,294 \quad [9.26]$$



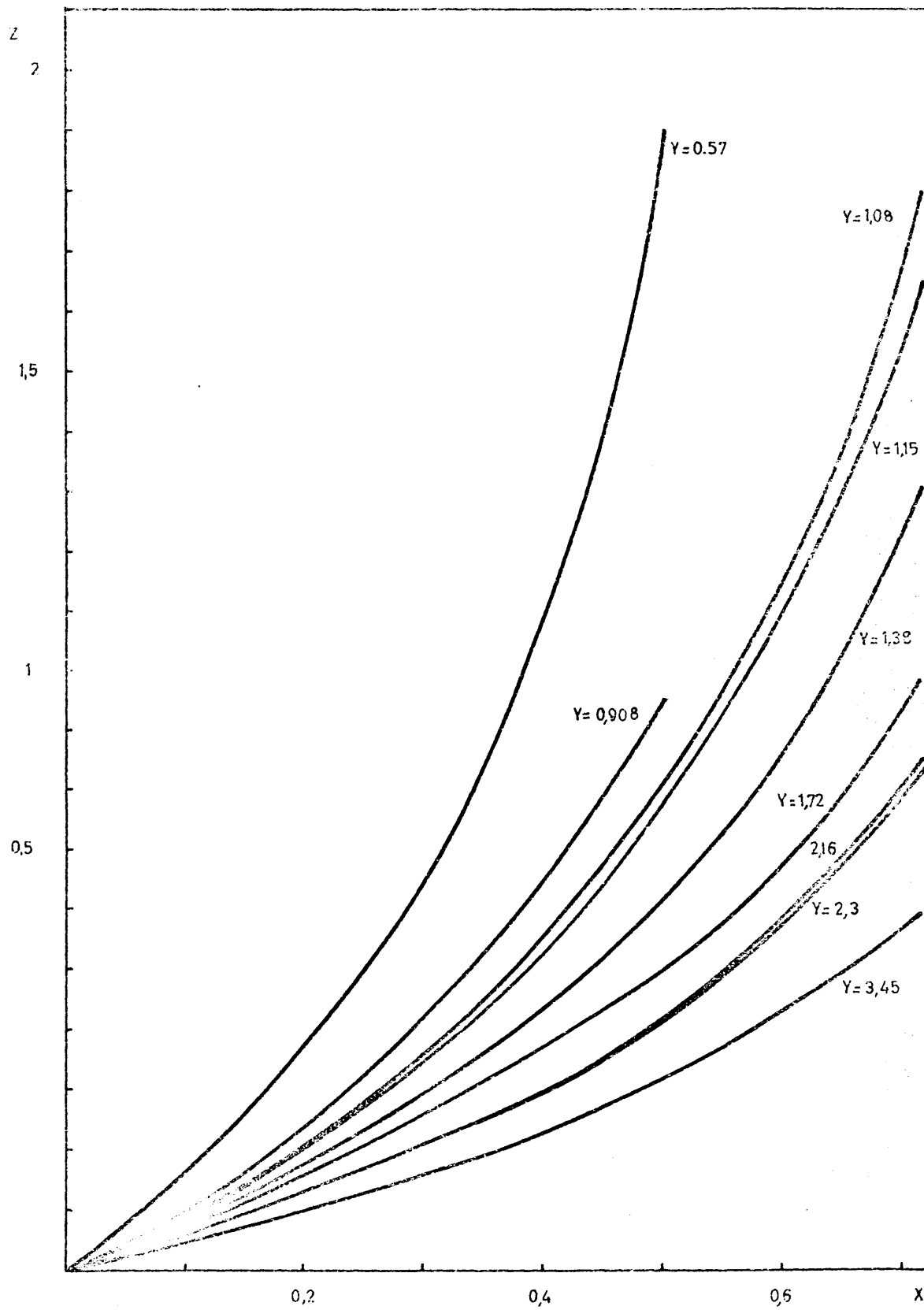


Figura 9.10

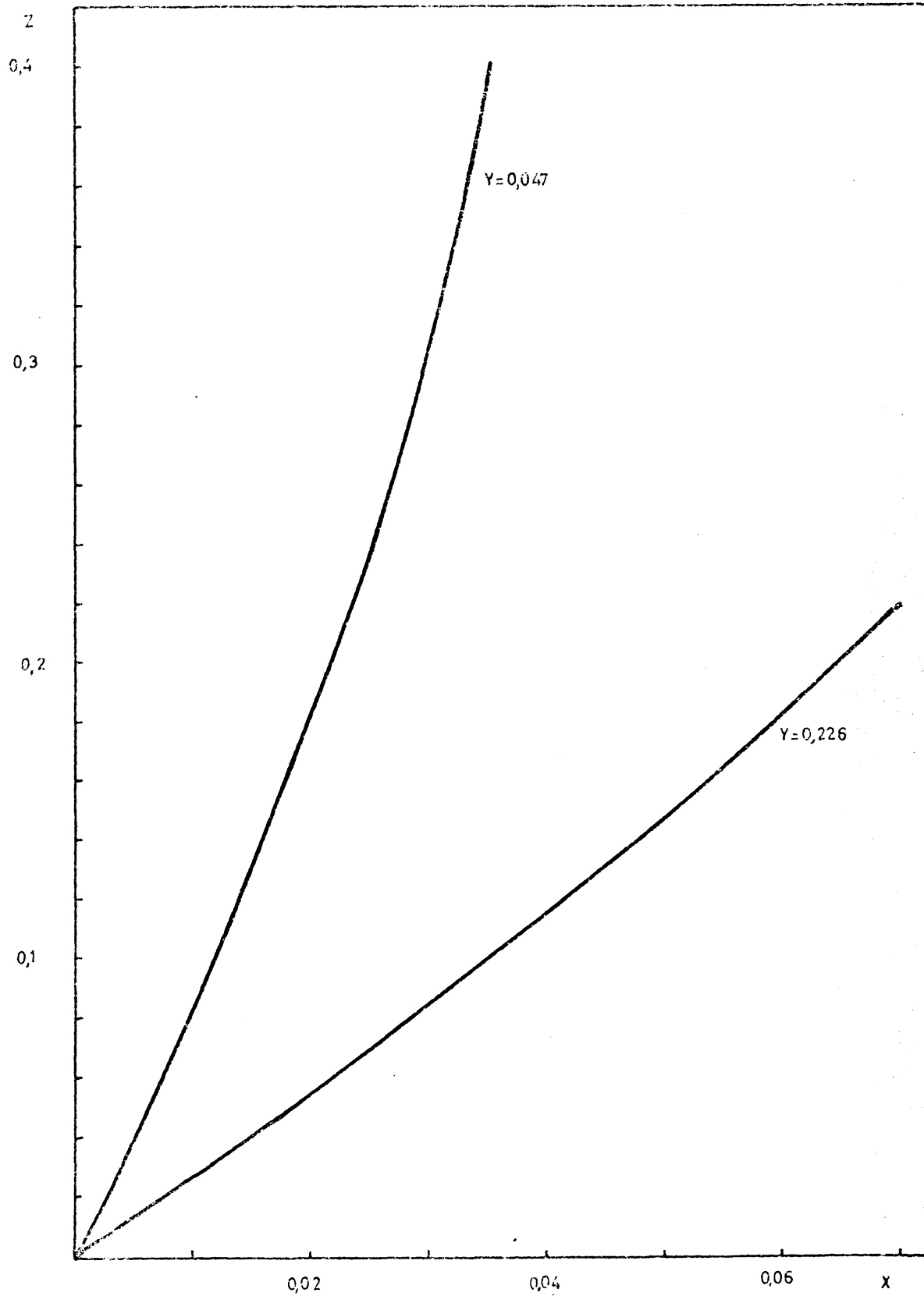


Figura 9.11

$$Y = \frac{M_i}{M_s} = \frac{M_{ip}}{C_s} \frac{N_p}{V} = \frac{0,1662 \cdot 60}{2,89 \cdot 2,50} = 1,38 \quad [9.27]$$

Con los valores de X e Y así calculados, de la Figura 9.10 se obtuvo el valor de la integral Z:

$$Z = 0,285$$

Con este valor de Z y la ecuación [9.25] se determina el valor de  $K_L$ :

$$K_L = \frac{V \rho_s^{2/3} Z}{Y N_p^{1/3} M_s^{2/3} t} = \frac{2,5 \cdot 10^{-3} (1,28 \cdot 10^3)^{2/3} 0,285}{5,52 \cdot 60^{1/3} (2,89 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3})^{2/3} \frac{40}{60}} =$$

$$= 0,1560 \text{ m/h}$$

## ii) Instalación de planta piloto.

Como ejemplo del cálculo de un experimento en la instalación de planta piloto se ha elegido el experimento 30.1 que corresponde al sistema cloruro sódico-agua.

Una vez alcanzadas las condiciones de operación estacionarias:  $\theta = 20^\circ\text{C}$  y  $n = 140 \text{ r.p.m.}$  se introdujeron 505,85 g de cristales de cloruro sódico, tomándose muestras al cabo de 30 segundos.

Se analizó la muestra mediante volumetría de precipitación, obteniéndose una concentración de cloruro sódico en agua de 11,17 g/l



A partir de las ecuaciones [9.22] se evaluaron X e Y, respectivamente, de la forma:

$$X = \frac{M}{M_s} = \frac{C}{C_s} = \frac{11,17}{358} = 0,0312 \quad [9.28]$$

$$Y = \frac{M_i}{M_s} = \frac{505,85}{30 \ 358} = 0,0471 \quad [9.29]$$

De la Figura 9.7, con el diámetro equivalente de estas partículas  $d_e = 3,69$  mm, se calcula el número de partículas sólidas presentes en el tanque:

$$N_p = 8650 \quad [9.30]$$

Con los valores de X e Y así calculados, de la Figura 9.11 se obtiene el valor de la integral Z:

$$Z = 0,334$$

Con este valor de Z y la ecuación [9.25] se determina el valor de  $K_L$ :

$$K_L = \frac{V \rho_s^{2/3} Z}{\gamma N_p^{1/3} M_s^{2/3} t} = \frac{30 \ 10^{-3} (2,163 \ 10^3)^{2/3} 0,334}{6,20 \ 8650^{1/3} (30 \ 358 \ 10^{-3})^{2/3} 30/3600} =$$

$$= 0,3245 \text{ m/h}$$

#### 9.4.4. Correlación de las variables que afectan al coeficiente de transferencia de materia $K_L$ .

Según se ha justificado en el apartado 2,5 de la introducción, las variables que al parecer influyen sobre el coeficiente de transferencia de materia en la fase líquida,  $K_L$ , son:

$$K_L = f(N_p, \gamma, T, d_p, d, H, h_R, \rho, \Delta\rho, \mu, D, n) \quad [9.31]$$

representando:

$N_p$	: número de partículas sólidas
$\gamma$	: factor de forma de las partículas sólidas
$T$	: diámetro del agitador
$d_p$	: diámetro equivalente de las partículas sólidas
$d$	: diámetro del tanque
$H$	: altura de líquido en el tanque
$h_R$	: distancia del agitador del fondo
$\rho$	: densidad del líquido
$\Delta\rho = \rho_s - \rho$	: diferencia de densidad entre el sólido y el líquido
$\mu$	: viscosidad del líquido
$D$	: difusividad del líquido
$n$	: velocidad de agitación

Las dimensiones de las trece variables implicadas son:

$$[K_L] = L \, t^{-1}$$

$$[N_p] = M^0 L^0 t^0$$

$$[h_R] = L$$

$$[\rho] = M L^{-3}$$

$$[\gamma] = M^0 L^0 t^0$$

$$[T] = L$$

$$[D_p] = L$$

$$[d] = L$$

$$[H] = L$$

$$[\Delta p] = ML^{-3}$$

$$[\mu] = ML^{-1} t^{-1}$$

$$[D] = L^2 t^{-1}$$

$$[n] = t^{-1}$$

La matriz de las dimensiones:

$$\begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 & 1 & -3 & -3 & -1 & 2 & 0 \\ -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & -1 & -1 \end{bmatrix}$$

tiene por característica 3, con lo que el número de grupos adimensionales que las relaciona será; de acuerdo con el teorema II:

$$l = p - m = 13 - 3 = 10 \quad [9.32]$$

Teniendo en cuenta que las dos primeras variables de la ecuación [9.31] por ser adimensionales ya constituyen por si mismas dos grupos adimensionales, que las cinco siguientes tienen las mismas dimensiones (L) por lo que obtendríamos cuatro factores de forma como resultado de dividir las todas por una de ellas, y que las dos variables siguientes  $\rho$  y  $\Delta\rho$  tienen iguales dimensiones ( $ML^{-3}$ ) por lo que la razón de ambas ya constituye un número adimensional, realizando el análisis dimensional con las restantes más T y  $\rho$  se llega a:

$$Sh_i = f(Re_i, Sc, N_p, \gamma, W_1, W_2, W_3, W_4, W_5) \quad [9.33]$$

siendo:

$$Sh_i = \frac{K_L T}{D} \quad \text{número de Sherwood referido al diámetro del agitador como dimensión lineal}$$

$$Re_i = \frac{n T^2 \rho}{\mu} \quad \text{número de Reynolds referido al diámetro del agitador como dimensión lineal}$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad \text{número de Schmidt}$$

$$W_1 = \frac{h_R}{H} \quad \text{factor de forma}$$

$$W_2 = \frac{H}{d} \quad \text{factor de forma}$$

$$W_3 = \frac{d_p}{d} \quad \text{factor de forma}$$

$$W_4 = \frac{\Delta \rho}{\rho} \quad \text{número adimensional de la razón de densidades}$$

$$W_5 = \frac{T}{d} \quad \text{factor de forma}$$

## NOMENCLATURA

- A Superficie de transferencia de materia,  $m^2$ .
- $A_0$  Superficie inicial de transferencia de materia,  $m^2$ .
- $A_p$  Superficie de la partícula sólida,  $m^2$ .
- a Constante de proporcionalidad, adimensional.
- $a'$  Constante de proporcionalidad, adimensional.
- B Diámetro de la boca del tanque, cm.
- $B'$  Fracción en peso del sólido en el líquido, adimensional.
- b Exponente del número de Reynolds, adimensional.
- $b'$  Constante debida a la convección natural, adimensional.
- C Concentración del soluto en el líquido,  $Kg/m^3$ .
- $C_0$  Concentración inicial del soluto en el líquido,  $Kg/m^3$ .
- $C_1$  Concentración del soluto en la fase 1,  $Kg/m^3$ .
- $C_1^*$  Concentración de equilibrio en la interfase 1,  $Kg/m^3$ .

- $C_2$  Concentración del soluto en la fase 2,  $\text{Kg/m}^3$ .
- $C_2^*$  Concentración de equilibrio en la interfase 2,  $\text{Kg/m}^3$ .
- $C_s$  Concentración de saturación del sólido en el líquido,  $\text{Kg/m}^3$ .
- $C_w$  Constante de proporcionalidad de e.c. Wilke-Chang
- $c$  Exponente del número de Schmidt, adimensional.
- $D$  Difusividad del soluto a través de la fase líquida,  $\text{m}^2/\text{h}$ .
- $d$  Diámetro del tanque, m.
- $d_e$  Diámetro equivalente de las partículas, m.
- $d_p$  Diámetro de las partículas, m.
- $e$  Exponente del número adimensional  $W_1$ , adimensional.
- $e_1$  Espesor de los tabiques deflectores, mm.
- $e_2$  Anchura de los tabiques deflectores, cm.
- $e_3$  Longitud de los tabiques deflectores, cm.
- $f$  Exponente del número adimensional  $W_2$ , adimensional.
- $G$  Velocidad másica superficial del fluido,  $\text{Kg/h.m}^2$ .
- $g$  Constante gravitatoria,  $\text{m/h}^2$ .
- $g'$  Constante de proporcionalidad, adimensional.
- $H$  Altura de líquido en el tanque, m.
- $H'$  Altura del tanque, m.

- h Exponente del número de partículas sólidas, adimensional.
- $h_R$  Distancia del agitador al fondo del tanque, m.
- i Exponente del factor de forma de las partículas sólidas,  $\gamma$ , adimensional.
- j Exponente del número adimensional  $W_3$ , adimensional.
- $K_1$  Coeficiente individual medio de transferencia de materia en la fase 1, m/h.
- $K_2$  Coeficiente individual medio de transferencia de materia en la fase 2, m/h.
- $K_L$  Coeficiente individual medio de transferencia de materia en la fase líquida, m/h.
- $K_T$  Coeficiente global medio de transferencia de materia, m/h.
- k Exponente del número adimensional  $W_4$ , adimensional.
- $k_1$  Coeficiente individual local de transferencia de materia en la fase 1, m/h.
- $k_2$  Coeficiente individual local de transferencia de materia en la fase 2, m/h.
- $k_T$  Coeficiente global local de transferencia de materia, m/h.
- l Número de variables, adimensional.
- M Peso total de sólido disuelto, Kg.
- $M'$  Peso total de sólido sin disolver, Kg.
- $M_2$  Peso molecular del disolvente, Kg/molKg.

$M_i$	Peso total de sólido inicial, Kg.
$M_{ip}$	Peso inicial de la partícula sólida, Kg.
$M'_p$	Peso de la partícula sólida, Kg.
$M_s$	Peso total de saturación, Kg.
$m$	Rango de la matriz formada con los exponentes de las <u>dimen</u> siones de las variables, adimensional.
$N$	Densidad de flujo de transferencia de materia, $\text{Kg/m}^2.\text{s.}$
$N_p$	Número de partículas sólidas, adimensional.
$n$	Velocidad de agitación, r.p.h.
$P$	Potencia, J.
$p$	Número de módulos adimensionales, adimensional.
$Q$	Caudal másico de transferencia de materia, Kg/h.
$q$	Exponente del número adimensional $W_5$ , adimensional.
$R$	Constante de proporcionalidad, adimensional.
$R_i$	Resistencia de la interfase, $\text{h/m}^3$ .
$S$	Constante de la ecuación de Zwtiering.
$T$	Diámetro del agitador, m.
$t$	Tiempo, h.
$U$	Velocidad superficial del fluido, m/h.
$V$	Volumen de líquido, $\text{m}^3$ .



- $V_0$  Volumen inicial de líquido,  $m^3$ .
- $X$  Razón adimensional  $M/M_s$ .
- $Y$  Razón adimensional  $M_i/M_s$ .
- $Z$  Integral de la ecuación [9.24].
- $z_1$  Diámetro de las partículas sólidas cilíndricas, m.
- $z_2$  Altura de las partículas sólidas cilíndricas, m.
- $z_3$  Altura máxima de las partículas sólidas cilíndricas de bases hemiesféricas, m.
- $z_4$  Altura mínima de las partículas sólidas cilíndricas de bases hemiesféricas, m.

#### Letras griegas

- $\alpha$  Angulo, grados.
- $\alpha_w$  Constante de proporcionalidad, adimensional.
- $\beta$  Constante de proporcionalidad, adimensional.
- $\gamma$  Factor de forma de las partículas sólidas, adimensional.
- $\epsilon$  Porosidad del lecho, adimensional.
- $\theta$  Temperatura,  $^{\circ}C$ .
- $\mu$  Viscosidad, Kg/m.h.

- $\nu$  Viscosidad cinemática,  $m^2/h$ .
- $\pi$  Constante, adimensional.
- $\rho$  Densidad del líquido,  $Kg/m^3$ .
- $\Delta\rho$  Diferencia de densidades de sólido y líquido,  $Kg/m^3$ .
- $\rho_s$  Densidad del sólido,  $Kg/m^3$ .
- $\sigma$  Velocidad de disipación de energía,  $J/h.m^3$ .
- $\tau$  Tiempo de residencia del fluido en el lecho,  $h$ .
- $\phi_1$  Diámetro interno del soporte de los tabiques deflectores,  $m$ .
- $\phi_2$  Diámetro externo del soporte de los tabiques deflectores,  $m$ .

#### Números adimensionales

- $Gr$  Número de Grashof de concentración.
- $Gr_p$  Número de Grashof de concentración referido a la partícula,  $(d_p^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \Delta\rho) / (\mu^2)$ .
- $Re$  Número de Reynolds.
- $Re_c$  Número de Reynolds crítico,  $(n \cdot T^2 \cdot \rho) / (\mu)$ .
- $Re_j$  Número de Reynolds referido al agitador,  $(n \cdot T^2 \cdot \rho) / (\mu)$ .
- $Re_p$  Número de Reynolds referido a la partícula,  $(n \cdot d_p^2 \cdot \rho) / (\mu)$ .
- $Re_{pm}$  Número de Reynolds modificado,  $(G \cdot A_p^{1/2}) / (\mu)$ .
- $Re_{ps}$  Número de Reynolds referido a la velocidad superficial del fluido,  $(U \cdot d_p \cdot \rho) / (\mu)$ .

- $Re_T$  Número de Reynolds turbulento,  $(1,123g^{1/6}d_p(P/V)^{1/6})/(v^{1/2}\rho^{1/3})$ .
- $Sh$  Número de Sherwood.
- $Sh_a$  Número de Sherwood referido a la parte posterior de la partícula,  $(K_L.d_p)/(D)$ .
- $Sh_f$  Número de Sherwood referido a la parte frontal de la partícula,  $(K_L.d_p)/(D)$ .
- $Sh_p$  Número de Sherwood referido a la partícula,  $(K_L.d_p)/(D)$ .
- $Sh_i$  Número de Sherwood referido al agitador,  $(K_L.T)/(D)$ .
- $Sh_t$  Número de Sherwood referido al tanque,  $(K_L.d)/(D)$ .
- $Sc$  Número de Schmidt,  $(\mu)/(\rho.D)$ .
- $W_1$  Factor de forma,  $h_R/H$
- $W_2$  Factor de forma,  $H/d$ .
- $W_3$  Factor de forma,  $d_p/d$ .
- $W_4$  Factor de forma,  $\Delta\rho/\rho$ .
- $W_5$  Factor de forma,  $T/d$ .

### BIBLIOGRAFIA

1. JOHNSON, A. J., Chem. Eng. Progr., 46, 269, (1950)
2. LEWIS, W. K. y WHITMAN, W. E., Ind. Eng. Chem., 16 1215, (1924)
3. LAMOURELLE, A. P. y SANDALL, O.C., Chem. Eng. Sci., 27, 1035, (1972)
4. HIGBIE, R., Trans. Am. Inst. Chem. Engrs., 31, 365, (1935)
5. DANCKWERTS, P. V., Ind. Eng. Chem., 43, 6, 1460, (1961)
6. TOOR, H. L. y MARCHELLO, J. H., A. I. Ch. E. J., 4, 97, (1958)
7. KING, C. J., Ind. Eng. Chem. Fundamentals., 1, 1, (1966)
8. COSTA, E. y COSTA, J., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 63 B, 135, (1966)
9. HIXOM, A. W. y BAUM, S.J., Ind. Eng. Chem., 33, 478, 1433, (1941)
10. JOHNSON, A. I. y CHEM-JUNG-HUANG., A. I. Ch. E. J., 2, 3, 412, (1956)
11. BARKER, J. J. y TREYBAL, R. E., A. I. Ch. E. J., 6, 2, 289, (1960)

12. HUMPHREY, D. W. y VAN NESS, H. C., A. I. Ch. E. J., 3, 2, 283, (1957)
13. MILLER, D. N., Ind. Eng. Chem. Process. Des. Develop., 10, 3, 365, (1971)
14. MADDEN, A. J. y NELSON, D. G., A. I. Ch. E. J., 10, 3, 415, (1964)
15. GREGORY, D. P. y RIDDIFORD, J., J. Electrochem. Soc., 107, 950, (1960)
16. HARRIOT, P., A. I. Ch. E. J., 8, 93, (1962)
17. LE LAM, A. y col., Chem. Eng. Sc., 27, 1979, (1972)
18. GIBERT, H. y col., Chem. Eng. Sc., 27, 45, (1972)
19. LE LAM, A. y ANGELINO, H., Chem. Eng. Sc., 29, 1557, (1974)
20. ALLEN, Y. T. y col., A. I. Ch. E. J., 21, 2, 396, (1975)
21. GIBERT, H. y col., Chem. Eng. Sc., 27, 11, (1972)
22. HIXOM, A. W. y CROWELL, S. B., Ind. Eng. Chem., 23, 293, 1002, (1931)
23. WILHELM, R. H. y col., Ind. Eng. Chem., 33, 453, (1941)
24. FROSSLING, N., Bertr. Geophys., 52, 170, (1938)
25. LINTON, W. H. y SHERWOOD, T. K., Cem. Eng. Progr., 46, 258, (1950)
26. GARNER, F. H. y KEEY, R. B., Chem. Eng. Sc., 9, 119, (1958)
27. LINTON, M. y SHETERLAND, K. L., Chem. Eng. Sc., 12, 214, (1960)

29. KUCHLER, M. y PILAR, A., Inst. Eng. Chem., 10, 431, (1970)
30. AKSELRUD, G. A., Zh. Prikl. Kim. Leningr., 27, 1446, (1953)
31. GARNER, F. H. y GRAFTON, R. W., Proc. R. Soc., 9, 119, (1958)
32. GARNER, F. H. y SUCKLING, R. D., A. I. Ch. E. J., 4, 114, (1958)
33. ROWE, P. N. y col., Trans. Inst. Chem. Eng., 43, 14, (1965)
34. GARNER, F. H. y HOFFMAN, J. M., A. I. Ch. E. J., 7, 148, (1961)
35. SCHENKELS, F.A. M. y SCHENK, J., Chem. Eng. Sc., 24, 585, (1969)
36. GIBERT, H. y ANGELINO, H., Chem. Eng. Sc., 28, 855, (1973)
37. GAFFNEY, B. J. y DREW, T.B., Ind. Eng. Chem., 42, 277, (1950)
38. EVANS, G. C. y GERALD, C. F., Chem. Eng. Progr., 49, 135, (1953)
39. WILLIANSON, J. E. y col., Ind. Eng. Chem. Fund., 2, 126, (1963)
40. WILSON, E. y GEANKOPLIS, C., Ind. Eng. Chem. Fund., 5, 9, (1966)
41. JOLLS, K. R. y HANRATTY, T. J., A. I. Ch. E. J., 15, 199, (1969)
42. PETROVIC, L. J. y THODOS, G., Ind. Eng. Chem. Fund., 7, 274 (1968)
43. Mc. CUNE, L. K. y WILHELM, R. H., Ind. Eng. Chem., 41, 1124, (1949)

45. FAN, L. T. y col., A. I. Ch. E. J., 6, 482, (1960)
46. RICHARDSON, J. F. y ZAKY, W. N., Trans. Inst. Chem. Eng. 32, 25, (1954)
47. KARABELAS, J. y col., Chem. Eng. Sc., 26, 1581, (1971)
48. GUPTA, A. y THODOS, G., Chem. Eng. Progr., 58, 58, (1962)
49. WHITE, A. M. y col., Ind. Eng. Chem., 24, 1.160, (1932)
50. WHITE, A. M. y SUMERFORD, S. M., Ind. Eng. Chem., 25, 1.025, (1933)
51. HIXOM, A. W. y TENNEY, A. H., Trans. A. I. Ch. E., 31, 113, (1935)
52. HISERKORN, F. S. y MILLER, S. A., Chem. Eng. Progr., 49, 459, (1953)
53. NAGATA, S. y col., Kogaku Kogaku, 24, 627, (1960)
54. NAGATA, S. y col., Kogaku Kogaku, 17, 95, (1953)
55. ZWIETERING, Th. N., Chem. Eng. Sc., 8, 244, (1958)
56. HIXOM, A. W. y WILKENS, G. A., Ind. Eng. Chem., 27, 1.196. (1933)
57. HIXOM, A. W. y BAUM, S. J., Ind. Eng. Chem., 34, 120, (1942)
58. HIXOM, A. W. y BAUM, S. J., Ind. Eng. Chem., 36, 528, (1944)
59. BIEBER, H., Thesis, Columbia, University, New York, (1962)

60. MARANGOZIS, J. y JOHNSON, A. J., Cam. J. Chem. Eng., 40, 231, (1962)
61. SYKES, P. y GOMEZ PLATA, A., Cam. J. Chem. Eng., 45, 119, (1967)
62. GILLILLAND, E. R. y SHERWOOD, T. K., Ind. Eng. Chem., 26, 516, (1934)
63. COSTA, E y col., " Notas de Clase sobre Fenomenos de Transporte", Cátedra de Ingeniería Química, Universidad Complutense de Madrid, (1974)
64. MILLER, D. N., Ind. Eng. Chem., 56, 10-19, (1964)
65. KRAMERS, H., Physica. Utrech., 12, 61, (1946)
66. STEINBERGER, R. L. y TREYBAL, R. E., A. I. Ch. E. J., 6, 2, 277, (1960)
67. WARD, D. M. y col., Cam. J. Chem. Eng., 40, 164, (1962)
68. MILLER, D. N., Chem. Eng. Sc., 22, 1617, (1967)
69. KOLMOGOROFF, A. N., C. R. Academi. Sc. USSR., 30, 301, 31, 358, 32, 16, (1941)
70. CALDERBANK, P. H. y MOO-YOUNG, M. B., " Symposium on Distillation", Brighton. England. (1960)
71. RUSHTON, J. E. y col., Chem. Eng. Progr., 46, 365, 467, (1950)
72. BRIAN, P. L. T. y HALES, H. B., A. I. Ch. E. J., 15, 419, (1969)
73. LEVINS, D. M. y GLASTONBURY, J. R., Chem. Eng. Sc., 27, 537, (1972)



74. NAGATA, S y NISHIKAWA, S., A. I. Ch. E., Kyoto, 10, 14, (1972)
75. COSTA, E. y col., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 62 B, 11351, (1966)
76. COSTA, E. y col., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 62 B, 1191, (1966)
77. OVEJERO, G., "Coeficientes de Transferencia de Materia en Gases: Evaporación de Líquidos Puros", Tesis Doctoral, Universidad Complutense de Madrid, (1977)
78. COSTA, E. y OLTRA, F., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 65, 1047, (1969)
79. COSTA, E. y col., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 70, 97, 172, (1974)
80. COSTA, E. y col., An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., 71, 340, (1975)
81. Handbook of Chemistry and Physics. 47 Edición. Chemical Rubber Co. Cleveland (1966)
82. PERRY, R. H. y CHILTON, C. H. "Chemical Engineers' Handbook". 5<sup>a</sup> Edición. Mc Graw-Hill Book Co., New York, (1966)
83. STEPHEN, H. y STEPHEN, T., "Solubilities of Inorganics and Organic Compounds", Pergamon Press, New York, (1963)
84. REID, R. y SHERWOOD, T. K., "Properties of Gases and Liquids", Mc Graw-Hill, 2<sup>a</sup> Edición, (1966)
85. WILKE, C. R. y CHANG, P., A. I. Ch. E. J., 1, 264, (1955)